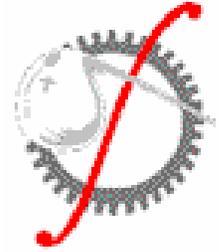




Pontificia Universidad Católica de Valparaíso
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química



FACTIBILIDAD TECNICO – ECONOMICA PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA DE OXIGENO

PARA OPTAR AL TITULO DE INGENIERO CIVIL QUIMICO

ALUMNOS: JOHANNA RIQUELME SANDOVAL
ALVARO ROGEL ALCAPIA

PROFESORES GUIAS: JORGE SANTANA CARDO
JOSE TORRES TITUS
HORACIO AROS MENESES

VALPARAISO, 2007

Dedicado a todas las personas que han estado junto a mí incondicionalmente entregándome su apoyo y alentándome a lograr esta meta. A mis Padres y en especial a mi querido hermano y ahijado Matías, a mis hermanos Sole y Denis. Y por supuesto a ti Miguel.

Agradezco en especial a mis padres por su dedicación, apoyo incondicional y por guiarme durante mi vida para ser una mejor persona. Gracias mamá por tu cariño, paciencia y abnegación. Gracias papá por darme siempre tu apoyo, sin ti no habría logrado ser profesional.

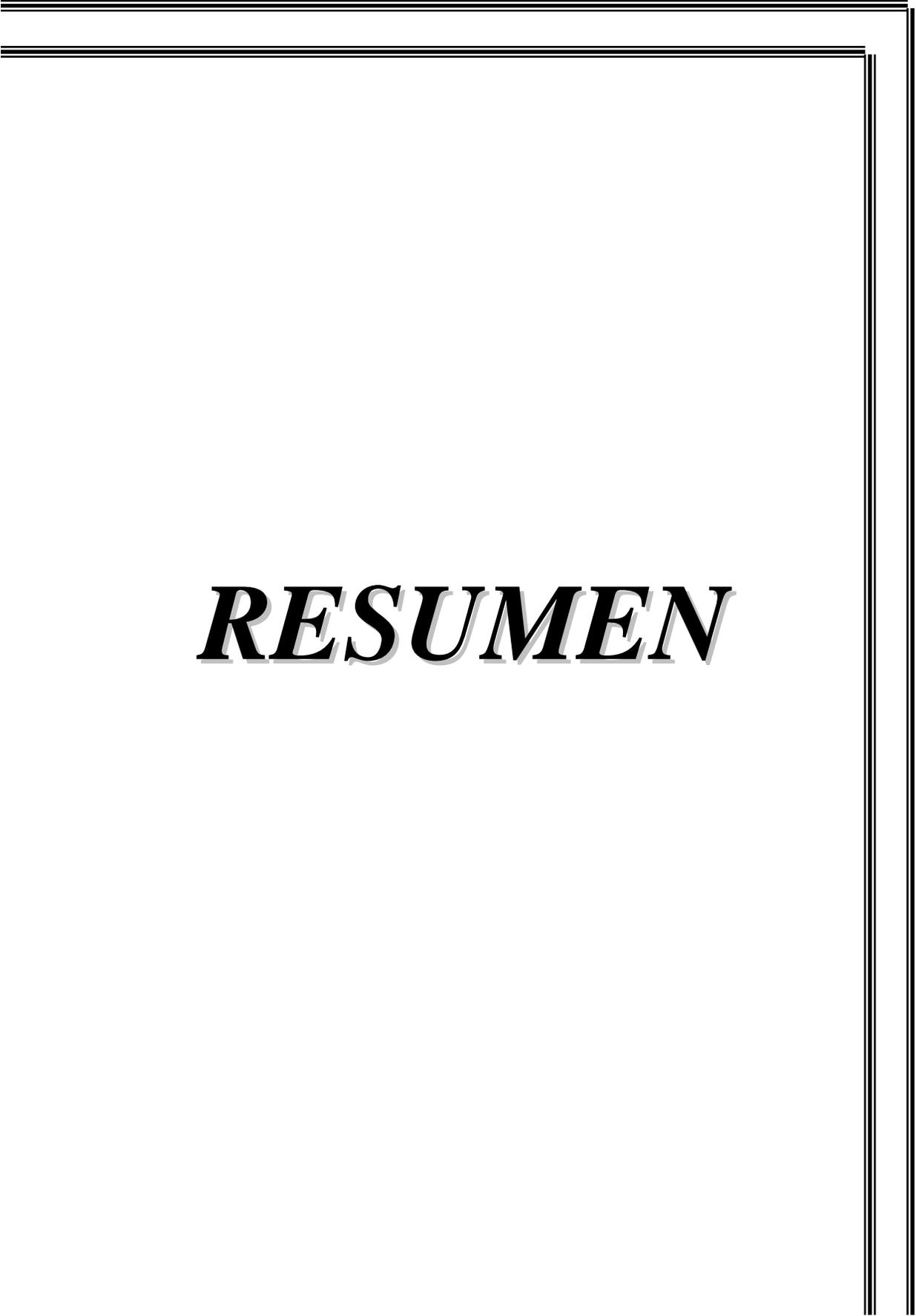
Gracias Mami porque siempre te sentí a mi lado, iluminando mis pasos. Sé que ahora estás orgullosa de mí porque siento tu alegría en mi corazón.

Gracias a mis hermanos Matías, Sole y Denis por su cariño y compañía.

Gracias Miguel por tu insistencia para seguir adelante, por tu apoyo y por creer siempre en mí.

Gracias a todas las personas que de una u otra forma me han apoyado, Profesor Santana y su gran familia, Profesor Torres y por supuesto a mi amigo Juan.

"Agradecimientos a mis Padres, a mi familia, al profesor Horacio Aros por tanta paciencia y en especial a María Paz con quien comenzaremos una vida juntos..., a todos gracias por su apoyo."



RESUMEN

RESUMEN.

En la presente memoria de titulación, el objetivo que se busca es realizar un proyecto de “Factibilidad Técnico-Económica para la Instalación de una Planta de Oxígeno”.

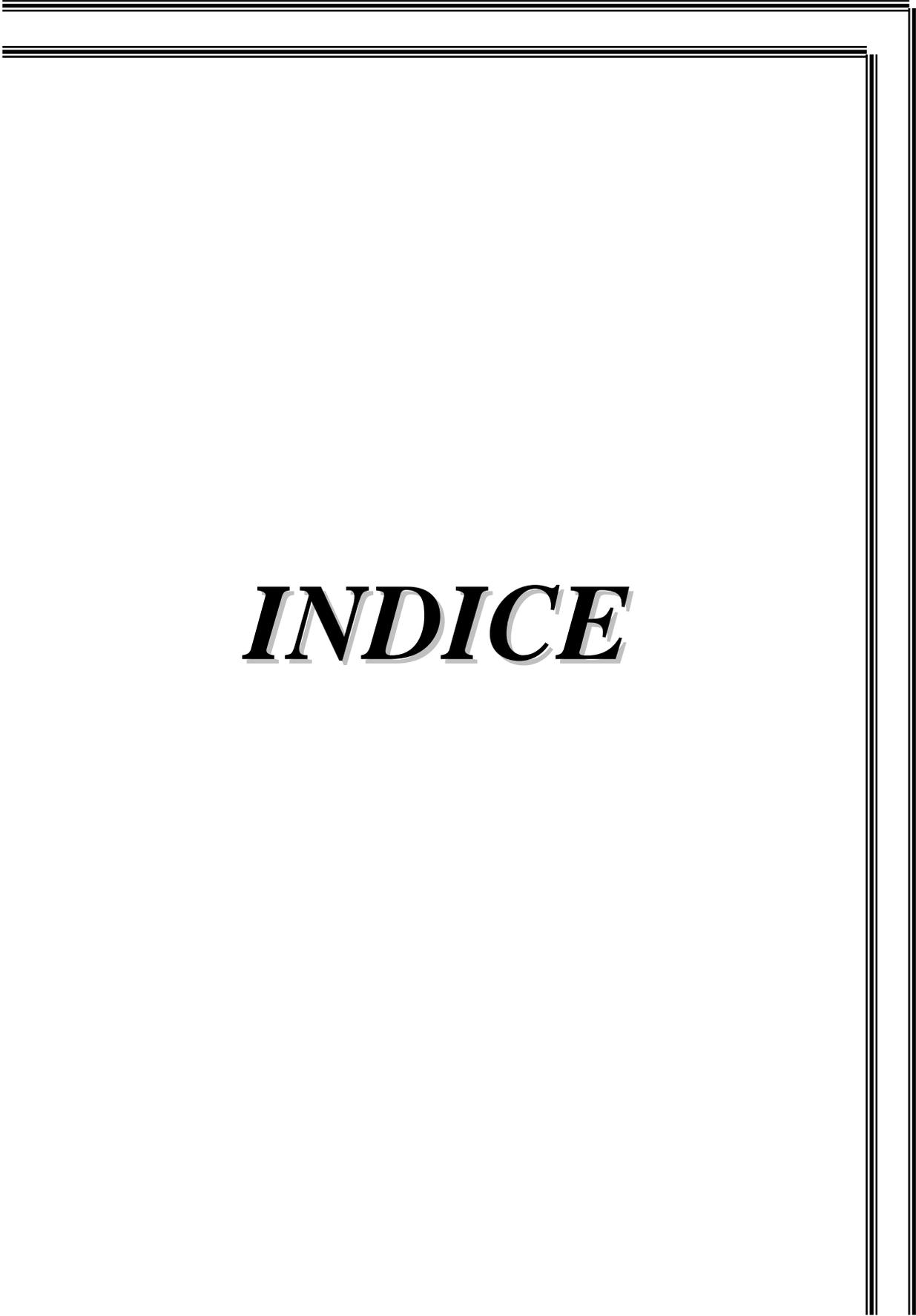
El continuo crecimiento de la demanda de cobre y el alto precio actual que se tranza, hace cada vez más probable la instalación de una nueva fundición, siendo un factor importante el consumo de oxígeno.

Para elaborar el estudio de factibilidad técnico-económica se realizó una breve introducción para el proyecto, donde se describen las propiedades que tienen los componentes principales del aire (entre ellos el oxígeno), realizándose el estudio de mercado, con su respectiva demanda y oferta del oxígeno; describiéndose así los diferentes procesos de producción de oxígeno, seleccionando el de mayor capacidad y eficiencia; se cuantifica de manera detallada todos los flujos de la planta de proceso, analizando la concentración de todos los constituyentes; se determinan los balances de energía para cada equipo, necesarios para establecer las condiciones de presión y temperatura de los flujos del proceso; se diseñan los equipos requeridos, dadas las condiciones de operación de la planta; se describe como sería la organización y distribución de los equipos dentro de la planta; y finalmente se realiza la evaluación económica de la planta de oxígeno.

La inversión requerida es de MMUS\$ 15,1, para la instalación y puesta en operación de la planta. El costo anual del producto es de MMUS\$ 7,5, para una producción de 400 TPD, con 340 días de trabajo en el año, resulta un precio del oxígeno anual de 77 [US\$/ton], sin considerar los gastos de distribución del producto, no siendo estos muy como para elevar demasiado el precio. El retorno de la inversión se produce en el año 6 desde la puesta en marcha de la Planta. Si tomamos en cuenta el precio del oxígeno en el mercado chileno que bordea los 2.940 [US\$/ton], no cabe duda que la compra de éste a las empresas del rubro deja de ser una opción para tomar en cuenta.

Además de considerar el precio de los distribuidores en Chile, se ha comparado con una Planta de Oxígeno la cual obtiene el producto por el método de

Adsorción, el cual presenta ventajas en términos de costos por consumo energético (290 [KWh/ton de oxígeno]), en comparación a los 515 [KWh/ton de oxígeno] de la Planta de Oxígeno estudiada. Por este motivo no se debe descartar la posibilidad de estudiar la Producción de Oxígeno por el Método de Adsorción, considerando el ahorro del costo operacional que este factor puede provocar.



INDICE

INDICE GENERAL.

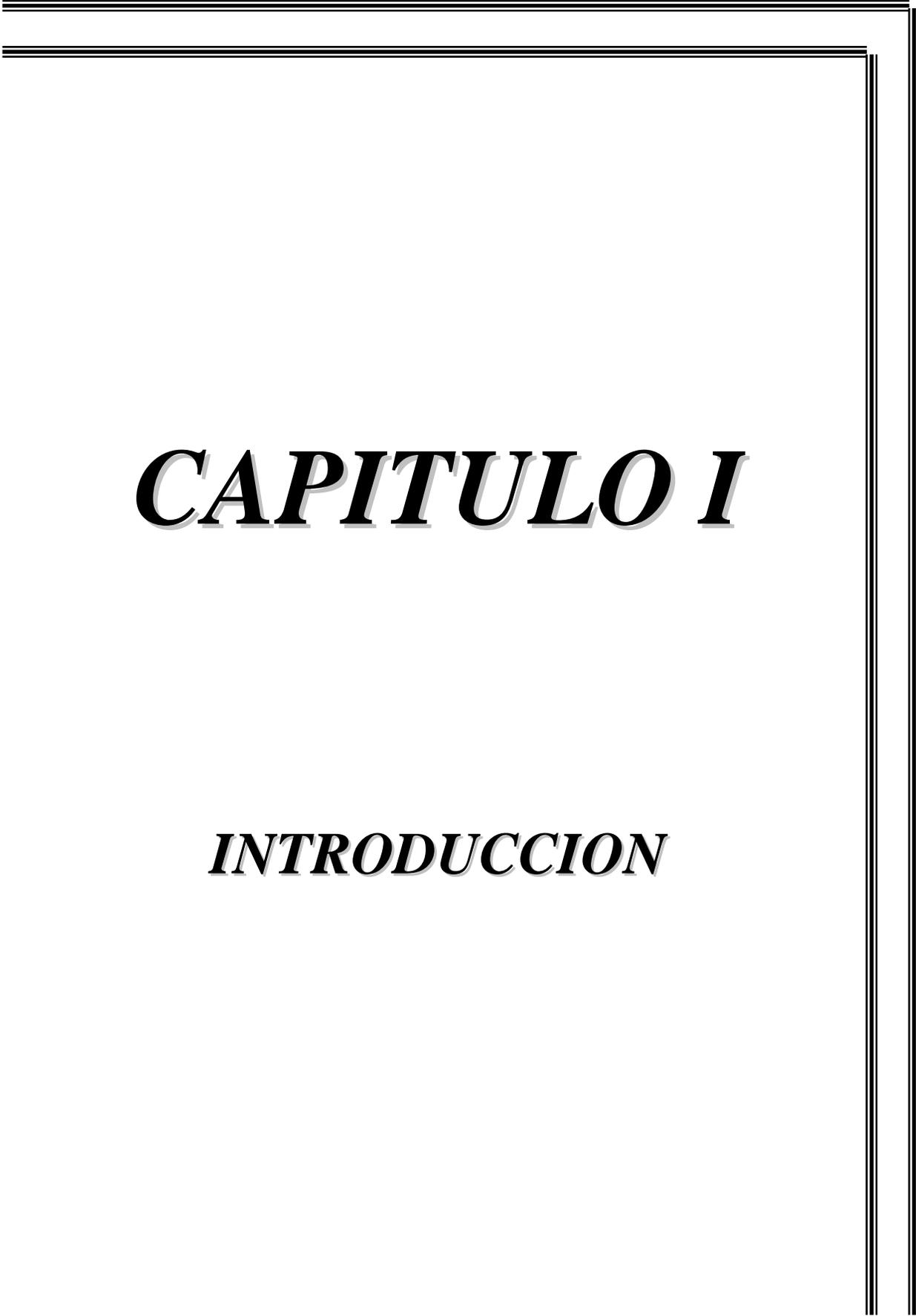
1.- INTRODUCCION	1
2.- ASPECTOS GENERALES	3
2.1.- Propiedades del Aire	4
2.2.- Principales Componentes del Aire	6
2.2.1.- Nitrógeno	6
2.2.2.- Oxígeno	7
2.2.3.- Argón	8
2.3.- Producción de Oxígeno	8
3.- ESTUDIO DE MERCADO	11
3.1.- Introducción	12
3.2.- Descripción de la Demanda	12
3.2.1.- Sector Minero	14
3.3.- Descripción de la Oferta	15
3.4.- Ubicación de la Planta	16
3.5.- Capacidad de la Planta	17
4.- SELECCION DEL PROCESO	18
4.1.- Introducción	19
4.2.- Tipos de Procesos Industriales	19
4.2.1.- Adsorción	19
4.2.2.- Destilación	23
4.3.- Criterio de Selección del Proceso	24
4.4.- Producción de Oxígeno por medio del Fraccionamiento de Aire	25
4.4.1.- El Proceso Linde para la Producción de Aire Líquido	25
4.4.2.- El Proceso Claude para la Producción de Aire Líquido	27
4.5.- Ventajas de una Doble Columna	29
4.6.- Dobles Columnas Linde	29
4.6.1.- Descripción de las Secciones que componen las Dobles Columnas	29
4.6.2.- Funcionamiento de un Evaporador-Condensador	31
4.6.3.- Control de una Doble Columna	32
4.6.4.- Salida de Lachmann	34
4.6.5.- Control de Pureza de Oxígeno en la Columna Superior	35
4.6.6.- Subenfriamiento de Productos Líquidos, Flash de los Líquidos en Ebullición	36
4.7.- Descripción del Proceso	39

5.- BALANCE DE MASA	42
5.1.- Introducción	43
5.2.- Balance de Masa Zona 1	45
5.2.1.- Base de Cálculo	45
5.2.2.- Equipos Involucrados en Zona 1	46
5.2.3.- Reacciones Supuestas	46
5.2.4.- Suposiciones Adicionales	46
5.2.5.- Diagrama del Balance de Masa Zona 1	47
5.3.- Balance de Masa Zona 2	48
5.3.1.- Reacciones Supuestas	48
5.3.2.- Suposiciones Adicionales	48
5.3.3.- Diagrama del Balance de Masa Zona 2	49
5.4.- Balance de Masa Zona 3	50
5.4.1.- Reacciones Supuestas	50
5.4.2.- Suposiciones Adicionales	50
5.4.3.- Diagrama del Balance de Masa Zona 3	51
5.5.- Balance de Masa Zona 4 y 5	52
5.5.1.- Reacciones Supuestas	52
5.5.2.- Suposiciones Adicionales	52
5.5.3.- Balance de Masa Zona 4	53
5.5.4.- Balance de Masa Zona 5	54
5.6.- Balance de Masa Global	55
6.- BALANCE DE ENERGIA	56
6.1.- Introducción	57
6.2.- Compresor C1	58
6.2.1.- Balance de Energía	58
6.3.- Torre de Enfriamiento y Lavado I1 y I2	61
6.3.1.- Balance de Energía	61
6.4.- Columnas de Purificación A1 y A2	63
6.4.1.- Balance de Energía	63
6.5.- Calefactor Eléctrico para Regeneración	65
6.5.1.- Balance de Energía	65
6.6.- Compresor C2/C3	66
6.6.1.- Balance de Energía	66
6.7.- Intercambiador I3	67
6.7.1.- Balance de Energía	67
6.8.- Turbina de Expansión E1/E2	68
6.8.1.- Balance de Energía	68

6.9.-	Intercambiador I4	69
6.9.1.-	Balance de Energía	69
6.10.-	Intercambiador I8 y Separador Líquido-Gas B1	71
6.10.1.-	Balance de Energía	71
6.11.-	Columna de Alta Presión T1	73
6.11.1.-	Balance de Energía	73
6.12.-	Subenfriador I5	75
6.12.1.-	Balance de Energía	75
6.13.-	Enfriador I6	77
6.13.1.-	Balance de Energía	77
6.14.-	Columna de Baja Presión T2	78
6.14.1.-	Balance de Energía	78
7.-	DISEÑO Y SELECCION DE EQUIPOS	80
7.1.-	Introducción	81
7.2.-	Filtros	82
7.2.1.-	Operación de Filtración	82
7.3.-	Compresores	84
7.3.1.-	Compresor C1	84
7.3.2.-	Compresor C2/C3	89
7.4.-	Intercambiadores de Calor	90
7.4.1.-	Intercambiador de Calor I-a	90
7.4.2.-	Intercambiador de Calor I3	105
7.4.3.-	Intercambiador de Calor I8	106
7.4.4.-	Intercambiador de Calor I5	108
7.4.5.-	Intercambiador de Calor I6	110
7.4.6.-	Intercambiador de Calor I4	112
7.5.-	Bombas de Proceso	114
7.5.1.-	Bomba de Proceso B-1	114
7.5.2.-	Bombas de Proceso B-5/B-6	123
7.6.-	Torre de Absorción	124
7.6.1.-	Nozzles de Alimentación y Descarga	126
7.6.2.-	Nozzle de Instrumentación	127
7.6.3.-	Manhole	127
7.6.4.-	Espesor del Manto	127
7.6.5.-	Cabezales	128
7.6.5.1.-	Espesor del Cabezal	128
7.6.5.2.-	Altura del Cabezal	128
7.7.-	Adsorbedores	132

7.7.1.-	Determinación del Coeficiente de Transferencia de Masa	133
7.7.2.-	Determinación del Porcentaje de Utilización del Lecho	134
7.7.3.-	Determinación del Tiempo	135
7.7.4.-	Determinación del Diámetro del Lecho	136
7.7.5.-	Determinación del Adsorbente Requerido	137
7.7.6.-	Nozzles de Alimentación y Descarga	140
7.7.7.-	Nozzle de Instrumentación	141
7.7.8.-	Manhole	141
7.7.9.-	Espesor del Manto	141
7.7.10.-	Cabezales	142
7.7.10.1.-	Espesor del Cabezal	142
7.7.10.2.-	Altura del Cabezal	142
7.8.-	Calefactor Eléctrico	148
7.9.-	Turbina de Expansión	149
7.10.-	Válvulas de Expansión	150
7.10.1.-	Válvula de Expansión V1	150
7.10.2.-	Válvula de Expansión V2	150
7.10.3.-	Válvula de Expansión V3	150
7.10.4.-	Válvula de Expansión V4	151
7.11.-	Doble Columna de Destilación	152
7.11.1.-	Columna de Media Presión	152
7.11.2.-	Columna de Baja Presión	154
7.11.3.-	Diámetro de la Columna de Destilación	155
7.11.4.-	Diseño Hidráulico de la Columna	158
7.11.5.-	Intercambiador I7	166
7.12.-	Estanques de Almacenamiento	177
7.12.1.-	Estanque de Agua	177
7.12.2.-	Estanque de Oxígeno Líquido	179
8.-	ORGANIZACION Y LAYOUT DE LA PLANTA	181
8.1.-	Introducción	182
8.2.-	Aspectos Generales	183
8.3.-	Estructura por Departamentos	184
8.3.1.-	Departamento de Administración	184
8.3.2.-	Departamento de Producción	186
8.3.3.-	Departamento de Control y Desarrollo	187
8.4.-	Organización y distribución del Personal de la Planta	188
8.5.-	Sistema de Trabajo en la Empresa	190
8.5.1.-	División del Proceso Productivo	190

8.5.2.-	Jornada Laboral	190
8.5.3.-	Determinación del Número de Operarios	191
8.6.-	Layout de la Planta	192
8.6.1.-	Superficie Total	194
9.-	EVALUACIÓN ECONÓMICA	196
9.1.-	Introducción	197
9.2.-	Inversión Total	198
9.2.1.-	Capital Fijo	198
9.2.2.-	Capital de Trabajo	202
9.2.3.-	Gastos de Puesta en Marcha	202
9.2.4.-	Determinación de la Inversión Total	202
9.3.-	Costo Total del Producto	203
9.3.1.-	Costos de Operación o de Producción	203
9.3.2.-	Gastos Generales de la Empresa	207
9.4.-	Flujo de Caja	213
9.4.1.-	Cálculo Flujo de Caja	213
9.4.2.-	Capital del V.A.N.	215
9.4.3.-	Cálculo de T.I.R.	219
9.5.-	Análisis de Sensibilidad	224
	CONCLUSIONES	226
	BIBLIOGRAFÍA	229
	ANEXO I	236
	ANEXO II	254
	ANEXO III	264
	ANEXO IV	278
	ANEXO V	291
	ANEXO VI	295
	ANEXO VII	299



CAPITULO I

INTRODUCCION

1. INTRODUCCION.

Hoy en día las industrias productoras de gases industriales (oxígeno, nitrógeno y argón) generan estos gases para ser utilizados en diferentes áreas y procesos productivos.

A partir de lo anterior, se realizará un estudio de factibilidad técnico-económica para la instalación de una planta de oxígeno en Chile. Los sectores que presentan una mayor demanda de oxígeno son: Minero, Industrial y Medicinal, siendo el primero el que presenta una mayor demanda, utilizando éste en el área de fundición.

En la presente Memoria, se hará referencia sobre los aspectos generales que posee el oxígeno y su producción por medio de distintos procesos industriales. El proceso propuesto consiste en separar el aire en cada uno de sus componentes principales (oxígeno y nitrógeno) a través de limpieza de aire, enfriamiento y destilación de aire líquido a bajas temperaturas.

El objetivo principal de la presente Memoria es determinar la factibilidad de implementar una planta de oxígeno, tomando en cuenta las variables de tipo técnico-económica que influyen en la realización del proyecto. Para este fin se han fijado una serie de objetivos específicos entre los que están: La determinación de la oferta y la demanda de oxígeno, capacidad de la planta, elección del proceso por el que se llevará a cabo la obtención de oxígeno, diseño y selección de equipos, la estructura organizacional y finalmente una evaluación económica de esta planta. Para cumplir con cada uno de ellos se han desarrollado diversas metodologías, tales como: investigación, cotizaciones, discusiones del tema, análisis de resultados, etc.

Una vez que se desarrollan y analizan todas las etapas necesarias para realizar el proyecto, entonces se podrá determinar mediante los resultados obtenidos de la evaluación económica si realmente es conveniente llevar a cabo la producción de oxígeno mediante una planta de producción propia.

CAPITULO II

***ASPECTOS
GENERALES***

2. ASPECTOS GENERALES.

2.1 Propiedades del Aire.

El aire es inodoro e incoloro. Un litro de aire puro seco, a 0°C y bajo una presión de 1 atmósfera pesa 1,293 [gr]. Debido a su peso, el aire ejerce una cierta presión sobre los cuerpos. A nivel del mar, la presión normal del aire es de 760 [mm Hg]. Por último, el aire es poco soluble en el agua: a 0°C y a una presión de 760 [mm Hg], un litro de agua disuelve sólo 29 [cm³] de aire.

El aire es una mezcla de diferentes gases, estos figuran en la Tabla 2.1 en ella se muestra la composición típica de aire limpio.

Tabla 2.1 Composición del Aire.

CONSTITUYENTE	VOLUMEN %
Componentes Fijos	
Nitrógeno	78,084 ± 0,004
Oxígeno	20,946 ± 0,002
Argón	0,934 ± 0,001
Dióxido de Carbono	0,030 ± 0,003
Neón	1,821 · 10 ⁻³
Helio	5,239 · 10 ⁻⁴
Kriptón	1,14 · 10 ⁻⁴
Xenón	8,7 · 10 ⁻⁶
Hidrógeno	5 · 10 ⁻⁵
Impurezas	
Agua	0,1 - 2,8
Metano	1,5 · 10 ⁻⁴
Monóxido de Carbono	6 · 10 ⁻⁶
Dióxido de Azufre	1 · 10 ⁻⁴
Oxido Nitroso	5 · 10 ⁻⁵
Ozono	1 · 10 ⁻⁶
Dióxido de Nitrógeno	5 · 10 ⁻⁸

*Ref. 2, Cap. II

En la Tabla 2.2 se muestran las diferentes temperaturas de ebullición de los gases que componen el aire.

Tabla 2.2 Temperatura de Ebullición de los Gases del Aire a 1 [atm].

Dióxido de Azufre	-10°C = 263 K		
Dióxido de Nitrógeno	21°C = 294 K		
Agua (punto de fusión)	0°C = 273 K	0	273
Dióxido de Carbono (punto de fusión)	-57,5°C = 215,5 K		
Oxido Nitroso	-85,5°C = 187,5 K		
Xenón	-108°C = 165 K	-100	173
Ozono	-112°C = 161 K		
Kriptón	-153°C = 120 K		
Metano	-162°C = 112 K		
Oxígeno	-183°C = 90 K		
Monóxido de Carbono	-192°C = 81 K		
Argón	-186°C = 87 K		
Nitrógeno	-196°C = 77 K		
		-200	73
Neón	-246°C = 27 K		
Hidrógeno	-253°C = 20 K		
Helio	-269°C = 4 K		
		-273	0

* Ref. 1, Cap. II

2.2 Principales Componentes del Aire.

2.2.1 Nitrógeno.

El nitrógeno constituye casi los cuatro quintos en volumen (y los tres cuartos en peso) de la atmósfera, en la que desempeña un papel amortiguador de la acción oxidante del oxígeno: si se respirara éste en estado puro, los seres vivos no vivirían mucho tiempo.

El nitrógeno es un gas incoloro, inodoro e insípido, de densidad 0,97 respecto al aire y poco soluble en agua. Su molécula está constituida por dos átomos y tiene fórmula N_2 . En frío, el nitrógeno es poco activo, debido a la estabilidad de su molécula. Por esta razón se utiliza como gas inerte (no reacciona químicamente), para evitar las reacciones peligrosas: así por ejemplo, el llenado y vaciado de recipientes con sustancias inflamables se efectúa generalmente en una atmósfera de nitrógeno. No obstante, a altas temperaturas se combina con ciertos metales y elementos no metálicos.

El nitrógeno tiene valiosas aplicaciones en diversos campos industriales, tales como:

- Atmósfera inerte protectora o aislante.
- Gas inerte para remoción de gases disueltos en líquidos (desgasificación) y para agitación de líquidos.
- Agente de limpieza y secado, en química y petroquímica.
- En forma líquida, es utilizado para enfriamiento y congelación criogénica.

El nitrógeno también es utilizado en el área de la medicina como:

- Fuente de potencia de alta presión para trepanos empleados en procedimientos quirúrgicos.
- Integrante de aire artificial preparado por mezcla con oxígeno.
- En técnicas de criocirugía, en congelación y observación de embriones, sangre, esperma, etc.

2.2.2 Oxígeno.

En las condiciones ordinarias de temperatura y presión, el oxígeno es un gas incoloro e insípido. Su densidad respecto al aire es 1,1. Su solubilidad en el agua es muy pequeña (40 cm³ por litro a condiciones normales), pero la cantidad disuelta en las aguas naturales basta para satisfacer las necesidades de los peces. Es un gas difícil de licuar. Al lograrlo se obtiene un líquido azul claro, que ebulle a -183°C a la presión de una atmósfera. El oxígeno solidifica a una temperatura de -218,4°C.

El oxígeno es un gas altamente oxidante. En ciertos casos la oxidación se efectúa lentamente: como en el proceso de la oxidación de los metales; en otros casos el proceso se efectúa rápidamente. Este tipo de oxidaciones se conoce con el nombre de combustión, reacción que genera luz y calor.

Sus aplicaciones más importantes en el área industrial son:

- Es usado en procesos de combustión para obtener mayores temperaturas.
- Es utilizado en soldadura y corte oxigas, en mezclas con acetileno u otros gases combustibles.
- Es utilizado en diversas aplicaciones en siderurgia, industria papelera, electrónica y química por sus propiedades oxidantes.
- El oxígeno líquido, es utilizado principalmente para explosivos y como comburente en propulsión espacial.

El oxígeno al igual que el nitrógeno, también es utilizado en el área de la medicina. Sus aplicaciones médicas más comunes se realizan en anestesia, unidad de cuidados intensivos, terapia respiratoria y reanimación, este gas es sin duda el más usado y más importante para todos los hospitales del mundo.

Desde el punto de vista fisiológico, el oxígeno es usado para tratar o prevenir la hipoxia. También su uso se ha ampliado a otros campos con la aparición de nuevas tecnologías, por ejemplo, en la cámara hiperbárica, donde son tratadas con hiperoxia infecciones por anaerobios, envenenamiento por monóxido de carbono, terapia antitumoral, enfermedad de los buzos (síndrome de descompensación), etc.

2.2.3 Argón.

El argón es el más abundante de los gases inertes del aire. Es incoloro, inodoro e insípido. Es un gas no tóxico, no inflamable, un 30% más pesado que el aire. Es extremadamente inerte, caracterizado por una perfecta estabilidad física y química, a cualquier temperatura y presión. Excelente conductor de electricidad. A presión atmosférica y temperatura inferior a -186°C es un líquido incoloro, más pesado que el agua. En condiciones normales es un gas, pero puede fácilmente liquidarse o solidificarse.

Algunas de sus aplicaciones industriales principales son:

- Soldadura en atmósfera de gas neutro (procesos MIG, TIG, Plasma).
- Metalurgia y siderurgia, para tratamientos térmicos en atmósfera protectora, desgasificación y desulfuración, etc.
- En electricidad y electrónica, para relleno de ampolletas, tubos fluorescentes, tubos de radio, etc., en los que previene la oxidación de los filamentos incandescentes.

2.3 Producción de Oxígeno.

Comercialmente el oxígeno se produce por destilación de aire en equipos en donde el aire se limpia, seca, comprime, refrigera y además es parcialmente licuado. Si bien el aire fue destilado y el oxígeno es separado desde 1.900, sólo después de la Segunda Guerra Mundial se mejoró sustancialmente el proceso, al incorporar modernas torres de destilación de platos y absorbedores con sílica gel. La sílica gel es particularmente efectiva en la remoción del acetileno, el cual, junto con otros hidrocarburos fueron los responsables de grandes explosiones en las plantas antiguas.

El comité de especificaciones de la Asociación de Gases Comprimidos (CGA) ha definido 10 grados de oxígeno, los cuales se listan en la Tabla 2.3.

En general, el producto de las unidades de separación de aire es casi constante en el tiempo, particularmente en las plantas que son controladas y operadas automáticamente. El principal constituyente inerte en el oxígeno es el argón, el cual está presente debido a la pequeña diferencia de su punto de ebullición ($\Delta T = 2,9 \text{ K}$).

El argón junto con pequeñas trazas de kriptón y xenón van diluidos en el oxígeno, y estos son objetables en usos donde estas impurezas pueden interferir mecánicamente, por ejemplo en celdas de combustibles o en algunos procesos electrónicos. El nitrógeno (P.E. -195,65) puede estar presente, pero en cantidades menores que el argón. El metano (P.E. -161,4), hidrocarburos superiores, kriptón (P.E. -153,2) y xenón (P.E. -108) que tienen puntos de ebullición más altos que el oxígeno y se acumulan en el oxígeno líquido. Por tal razón, para obtener purezas mayores al 99,6% el producto debe ser redestilado.

Grado A, Tipo I y II: Corresponde al oxígeno de baja pureza y contiene ciertos contaminantes, particularmente CO y CO₂.

Grado B y C, Tipo I y Grado C, Tipo II: Corresponde al típico oxígeno de cañería o al oxígeno gas o líquido de grado comercial. Es usado para refinación en metalurgia y en la manufactura de productos químicos sintéticos, los dos tópicos que hoy en día consumen la mayor cantidad de oxígeno.

Grado C, Tipo II: Es el oxígeno líquido típicamente usado en los propulsores de cohetes. El contenido de particulado es limitado debido a que puede dañar partes mecánicas del motor del cohete. Los niveles del agua y acetileno también son limitados, ya que una vez que el oxígeno se evapora, estos contaminantes se concentran, pudiendo llegar a niveles peligrosos.

Grado D, Tipo I y II: Corresponde a la pureza requerida para el oxígeno de las máscaras de los aviadores. Los límites los entrega el material particulado, hidrocarburos y óxido nitroso.

Grado E, Tipo I: Corresponde al oxígeno utilizado para presurizar los motores de los cohetes.

Grado F: Corresponde al oxígeno requerido para los vehículos espaciales. Además, este oxígeno se utiliza en la manufactura de semiconductores y fibra óptica.

Tabla 2.3 Tipificación de los Grados de Oxígeno.

GRADOS	TIPO I, GAS						TIPO II, LIQUIDO			
	A	B	C	D	E	F	A	B	C	D
Características Limitantes										
O ₂ min %	99,0	99,5	99,5	99,5	99,6	99,995	99,0	99,5	99,5	99,5
Agua		----	5,0	6,6	8	1,0		6,6	26,3	6,6
Punto Rocío °C			-44,4	-52,9	-52,3	-60				
Metano					6	1,0				3
Etileno					0,4					0,2
Acetileno					0,1	0,05			0,62	0,05
Dióxido de Carbono					10					5
Monóxido de Carbono						1,0				
Oxido Nitroso					4	0,1				2
Halógenos					2					1
Solventes					0,2					0,1
Particulado									<1 mg/l	<1 mg/l

Contaminantes = (VPM) Volumen por millón de volumen.

* Ref. I, Cap. II

CAPITULO III

***ESTUDIO
DE
MERCADO***

3. ESTUDIO DE MERCADO.

3.1 Introducción.

En este capítulo, se pretende dar una visión del mercado del oxígeno en Chile, determinando la demanda y la oferta de oxígeno que existe actualmente y además realizar una proyección de la demanda del mercado del oxígeno para los próximos 6 años.

3.2 Descripción de la Demanda.

En Chile, los principales sectores que demandan el oxígeno son: minero, industrial y medicinal. El oxígeno se utiliza en diversas áreas, descritas a continuación:

Sector Minero: Principalmente se utiliza en el proceso de fusión de concentrado seco (aprox. 1.100 TPA).

Industria Química y Petroquímica: Es usado en combinación con otras moléculas para la fabricación de plásticos.

Alimentaria – Piscicultura: Oxigenación de estanques de crecimiento y crianza.

Industria del Vidrio: Inofensivo medio ambiental en la fundición de vidrio.

Área medicinal – clínica: Tratamiento de insuficiencias respiratorias y resucitación.

Metalmecánica: Usado en combinación con un gas combustible (por ejemplo; Acetileno) para corte y soldadura.

Refinería: Estimulación de ciertas plantas para tratamiento de residuos (para industrias químicas o eléctricas).

Industria del Papel: Blanqueo de pulpa de papel (aprox. 200 TPA).

Semiconductores: Utilizado ultra puro para la oxidación de ciertos materiales.

Espacio: Oxidante para los motores criogénicos de cohetes.

Fierro y Acero: Descarburización del metal caliente para la producción de acero y para enriquecer la mezcla del quemador del horno.

El sector que demanda una cantidad mayor de oxígeno, de las áreas antes mencionadas, es el sector minero. Este sector demanda un mayor volumen de oxígeno respecto de las otras áreas debido a las grandes cantidades de producción de concentrado de cobre que se manejan en el sector de la minería en Chile, lo que significa una ventaja con respecto a la elección de un potencial mercado.

De los restantes mercados demandantes de oxígeno a nivel nacional, la industria de la celulosa ocupa también un lugar relevante, en donde se utiliza el oxígeno en el proceso de Blanqueo o Bleaching, pero comparativamente el volumen total de oxígeno requerido anualmente es 5 veces menor en la industria del papel que en el área minera. Ver **gráfico 3.1**.

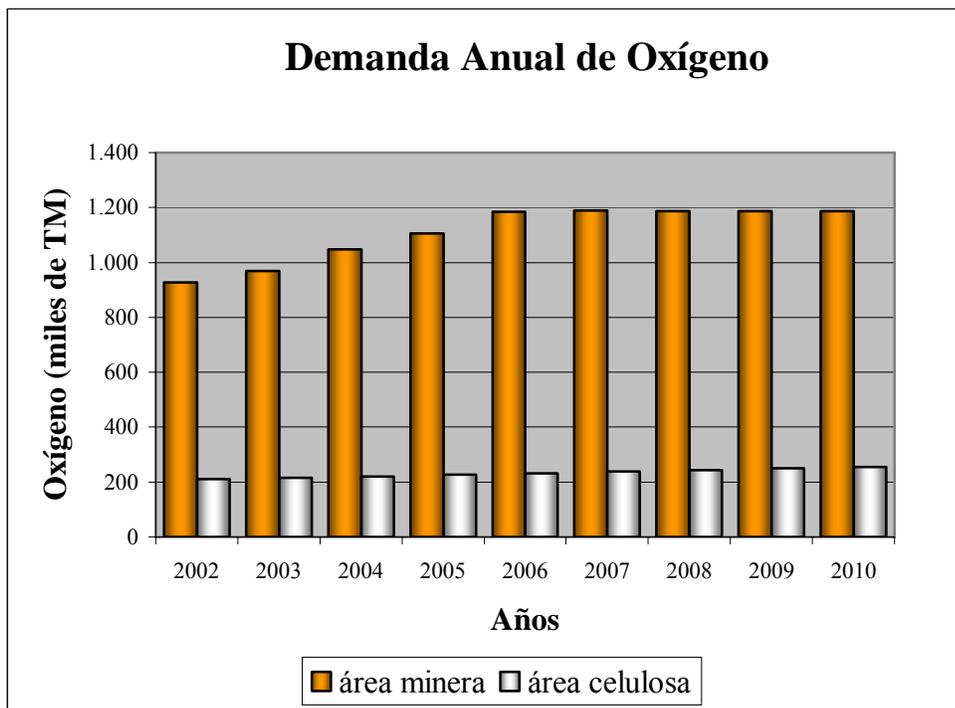


Gráfico 3.1 Demanda de Oxígeno en área de la Minería e Industria Papelera.

Comparativamente las demás áreas donde se demanda oxígeno pasan a ser poco relevantes, de este modo se ha apuntado el estudio hacia la industria minera de Chile.

3.2.1 Sector Minero.

En el sector minero se utiliza oxígeno en el proceso de fusión de concentrado. La estimación de la demanda de oxígeno se realiza mediante los datos proporcionados de la cantidad de concentrado de cobre (31% de cobre) que se funden anualmente. Con esto y además contando con la información que por cada 5 toneladas de concentrado seco que se funde se utiliza 1 tonelada de oxígeno en el proceso, por lo tanto, se tiene la cantidad de oxígeno que se utiliza anualmente en la industria minera. Ver Tabla 3.1.

Tabla 3.1 Proyección de la Demanda Anual de Oxígeno.

Año	Producción de Concentrado Seco en miles de TM	Demanda de Oxígeno en miles de TM
2002	4642	928
2003	4842	968
2004	5239	1048
2005	5529	1106
2006	5923	1185
2007	5942	1188
2008	5939	1188
2009	5939	1188
2010	5939	1188

Cada fundición de cobre demanda distintas cantidades, según sea su producción anual, las cuales se detallan a continuación en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2 Proyección de Demanda de Oxígeno en fundiciones de Cobre.

PROYECCIÓN DE DEMANDA DE OXÍGENO FUNDICIONES DE COBRE EN CHILE											
(Miles de TM)											
OPERADOR	REGIÓN	FUNDICIÓN	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Anglo American	V	Chagres	99	102	102	99	108	108	108	108	108
Codelco Chile	II	Chuquicamata	286	262	265	280	327	331	330	330	330
Codelco Chile	III	Potrerillos	86	81	135	137	137	137	137	137	137
Codelco Chile	VI	Caletones	235	235	228	271	287	287	287	287	287
Enami	III	H.Videla Lira	59	57	57	57	57	57	57	57	57
Enami	V	Ventanas	77	77	77	77	77	77	77	77	77
Noranda	II	Altonorte	86	155	184	184	190	190	190	190	190
TOTAL OPERACIONES NUEVOS Y VIGENTES			928	968	1048	1106	1185	1188	1188	1188	1188

3.3 Descripción de la Oferta.

La oferta esta determinada por cuatro empresas, las cuales proveen de oxígeno a los distintos sectores industriales en el país, entre ellas al sector minero. El volumen de la Oferta en Chile está determinado por los niveles de producción que cada una de las empresas posee y específicamente para la minería por la capacidad de cada Planta de Oxígeno instalada en cada una de las fundiciones de cobre. En general la capacidad de producción asciende a 1.720 (en miles toneladas anuales de oxígeno), considerando las capacidades de cada planta de oxígeno instalada en las fundiciones del país.

A continuación en la Tabla 3.3 se muestra la producción de oxígeno que generan las distintas plantas instaladas en cada fundición.

Tabla 3.3 Capacidad Plantas de Oxígeno en Chile.

CAPACIDAD DE PLANTAS DE OXÍGENO EN FUNDICIONES DE COBRE EN CHILE			
(Miles de TM)			
OPERADOR	REGIÓN	FUNDICIÓN	2004 en adelante
Anglo American	V	Chagres	117
Codelco Chile	II	Chuquicamata	438
Codelco Chile	III	Potrerillos	201
Codelco Chile	VI	Caletones	438
Enami	III	H.Videla Lira	117
Enami	V	Ventanas	117
Noranda	II	Altonorte	292
TOTAL CAPACIDAD			1720

En general se puede observar (Gráfico 3.2) que los niveles de producción demandados de oxígeno están muy por debajo de la capacidad de las plantas instaladas actualmente lo que se traduce en una sobreoferta de oxígeno, de este modo la instalación de una Planta de Oxígeno estará ligada a la instalación de una nueva fundición o al aumento de capacidad de fundición que pueda requerirse en algún momento.

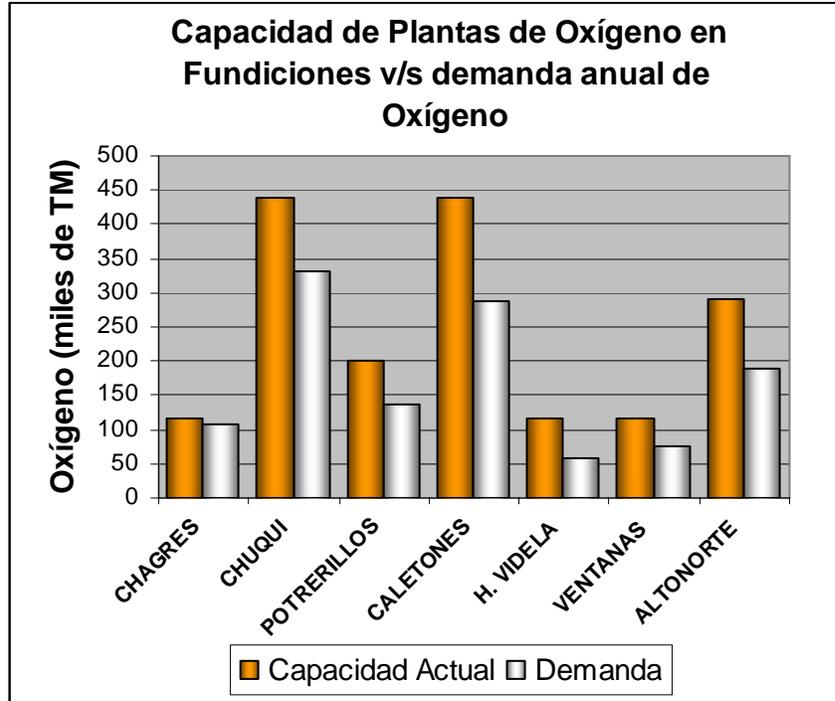


Gráfico 3.2 Comparación entre la Capacidad Actual de Plantas de Oxígeno y Demanda anual de cada Fundación.

3.4 Ubicación de la Planta.

El lugar de instalación de la Planta de Oxígeno estará restringido por diversos factores: ubicación de los consumidores, disponibilidad de materia prima, ubicación de otras plantas de oxígeno. La ubicación (cercana a los consumidores) es un factor importante porque se disminuyen los costos por concepto de transporte; la disponibilidad de materia prima no es un factor relevante debido que en las Plantas de Oxígeno el aire es la principal materia prima; la ubicación de otras plantas no es un factor de importancia porque otras plantas de oxígeno instaladas no serían capaces de proveer de las grandes cantidades de oxígeno necesarias en el proceso de fusión.

El lugar geográfico donde se concentran los mayores consumidores de oxígeno y donde la generación de nuevos proyectos hacen más probable la instalación de una Planta de Oxígeno es la zona norte de Chile, provincia El Loa, II región de Antofagasta.

3.5 Capacidad de la Planta.

Considerando que la instalación de una Planta estará sujeta a la instalación de una nueva fundición o un aumento de la capacidad de producción, para establecer la capacidad que tendrá la planta de oxígeno se considerará una planta de oxígeno con una capacidad que sea el promedio de las capacidades de las plantas de oxígeno actualmente en operación, con la finalidad una producción de oxígeno que se ajuste a los requerimientos de una nueva fundición.

La capacidad de la planta será entonces de 400 Toneladas de Oxígeno por día, aproximadamente el promedio de la capacidad de las plantas que funden concentrado de cobre en Chile.

CAPITULO IV

SELECCION

DEL

PROCESO

4. SELECCION DEL PROCESO.

4.1 Introducción.

El propósito del proceso es, generalmente, producir sólo oxígeno y nitrógeno, u oxígeno, nitrógeno y argón. El oxígeno es extraído con la finalidad de ser utilizado en diferentes áreas como por ejemplo: industrial, minería, medicinal, plantas de tratamiento de aguas, etc.

Existen procedimientos generalmente extendidos a escala industrial que consisten en extraer el oxígeno del aire para su posterior uso y comercialización. También, algunas plantas están diseñadas para producir los productos mencionados sólo en forma gaseosa, otras están preparadas para producir productos parcialmente en estado gaseoso y parcialmente en forma líquida. El propósito de la planta de separación del aire no es sólo producir los productos gaseosos o líquidos mencionados, sino producir con la pureza deseada y al costo más bajo posible, lo cual tiene que ver principalmente con el consumo de energía y los costos de capital.

4.2 Tipos de Procesos Industriales.

Existen distintas formas de producir oxígeno, mediante adsorción y destilación.

4.2.1 Adsorción.

Este método es un proceso cíclico de presión que consiste en varios lechos que en su interior contienen el material adsorbente selectivo (tamiz molecular), existen tres tipos de procesos, los cuales son:

1. PSA (Pressure Swing Adsorption): El proceso PSA se utiliza en sistemas que requieren menos de 30 TPD de oxígeno. El aire entra a temperatura ambiente, se comprime y entra a un lecho que contiene el tamiz molecular. Este material actúa como un colador que separa el oxígeno del aire molecularmente a alta presión. El adsorbente selectivamente adsorbe las moléculas de agua (H_2O), dióxido de carbono (CO_2) y el nitrógeno (N_2), este oxígeno contiene casi todo el argón quedando con una pureza $\leq 95\%$. Cuando el tamiz molecular se llena completamente comienza el ciclo de regeneración del adsorbente. Durante este ciclo, se reduce la presión en el lecho que lo contiene. Al bajar la presión, las impurezas (dióxido de carbono, aire y nitrógeno) se desadhieren del material adsorbente y se eliminan del sistema. El lecho queda entonces preparado para el próximo ciclo de adsorción. Como se muestra en la **figura 4.1**.

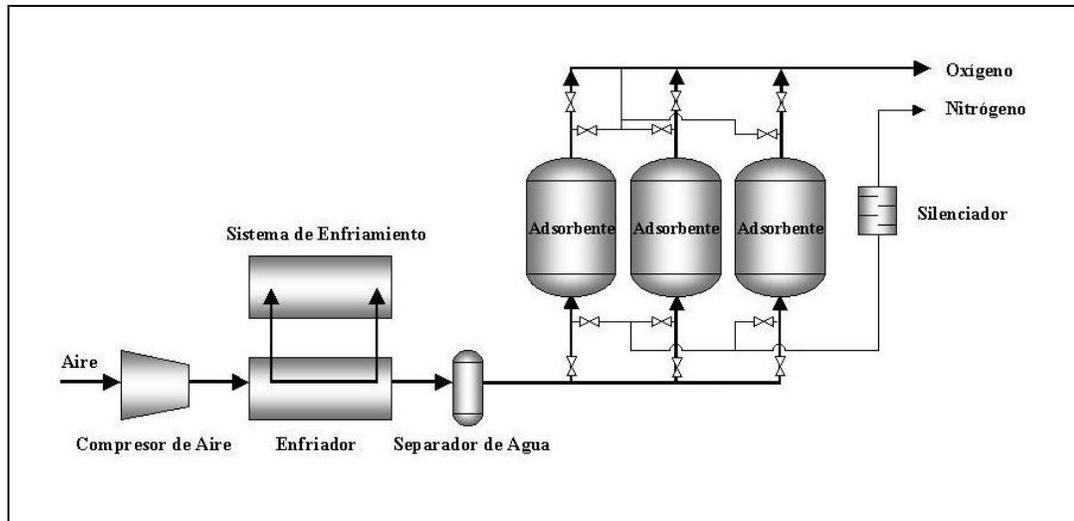


Figura 4.1 Proceso de PSA (Pressure Swing Adsorption).

2. VSA (Vacuum Swing Adsorption): Se utiliza generalmente para procesos que requieren aproximadamente 100 TPD de oxígeno. El sistema VSA está compuesto de un compresor de aire de entrada, una bomba de vacío, lechos que contienen material adsorbente, un lecho atenuador, válvulas de fluctuación e instrumentación para el control del sistema. El proceso consiste en introducir aire a temperatura ambiente, luego de la compresión, enfriamiento y separación del agua pasa a los tamices de adsorción los cuales son capaces de adsorber el agua (H_2O), dióxido de carbono (CO_2), y el nitrógeno (N_2). El gas restante es 90 a 94% oxígeno y sale del lecho adsorbente para ser usado en el proceso. Cuando el tamiz molecular se llena con los gases contaminantes, se regenera con la ayuda de una bomba de vacío que ayuda a deshaderir y evacuar estos gases para preparar el lecho para un nuevo proceso de adsorción. Como se muestra en la **figura 4.2**.

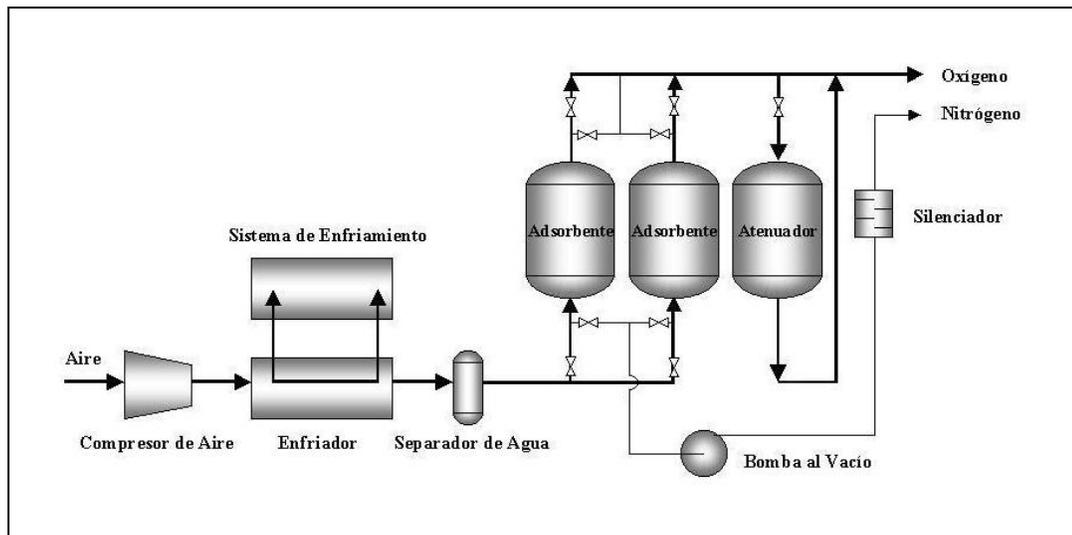


Figura 4.2 Proceso de VSA (Vacuum Swing Adsorption).

3. TSA (Temperature Swing Adsorption): En este proceso la regeneración se obtiene aumentando la temperatura. La manera más conveniente de aumentar la temperatura es purgando el lecho con gas precalentado. Este ciclo de adsorción tiene la desventaja que hace que la etapa de regeneración de la zeolita sea de muchas horas, llegando incluso ser de días, lo que constituye un sistema que deja de ser conveniente. Como se muestra en la **figura 4.3**.

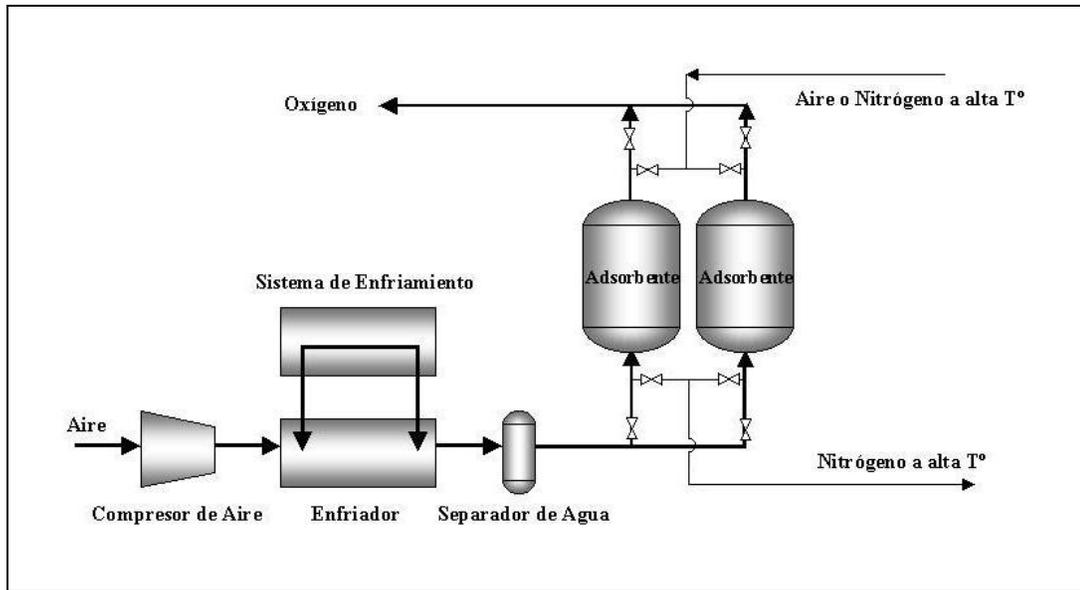


Figura 4.3 Proceso de TSA (Temperature Swing Adsorption).

4.2.2 Destilación.

Se utiliza para procesos que requieren más de 100 TPD de oxígeno. El proceso de separación del aire está basado en el proceso de destilación. Este proceso es una manera bastante fácil para separar una mezcla de dos sustancias en sus componentes y está basado en el hecho de que un líquido con un punto de ebullición más bajo, se evapora más fácilmente que un líquido con un punto de ebullición más alto.

Este proceso tiene lugar a muy bajas temperaturas, donde el aire está cerca del punto de condensación o licuefacción. Simplificando se puede decir, que se necesita el siguiente equipamiento:

- Un compresor para aspirar el aire de la atmósfera, comprimirlo y enviarlo al resto del equipo.
- Pretratamiento del aire para su purificación y secado.
- Intercambiadores de calor, donde el aire es enfriado y parcialmente licuado por los productos fríos que salen de la unidad de separación.
- Una unidad de separación, donde el aire frío es separado en sus principales componentes.
- Un equipo de enfriamiento para compensar las pérdidas de frío y realizar la puesta en marcha de la planta.

Esto se muestra esquemáticamente en la **figura 4.4**.

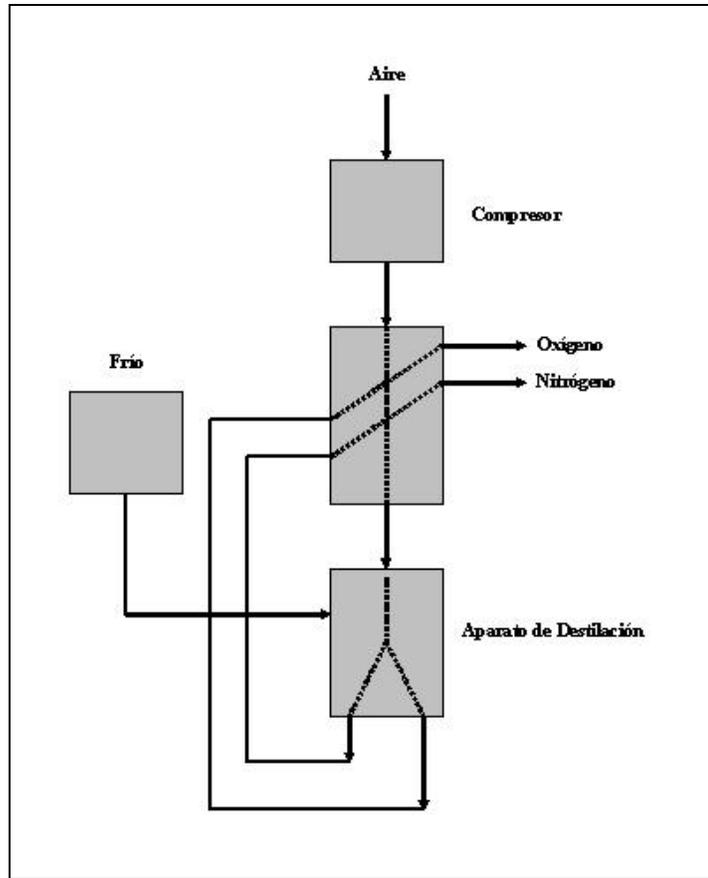


Figura 4.4 Principios de Separación de los Gases del Aire.

4.3 Criterio de Selección del Proceso.

La selección del proceso depende de varios factores como el espacio disponible, la cantidad de oxígeno requerido, las variaciones de demanda diarias y los costos de energía y servicios.

Para realizar la selección del proceso, se hizo un análisis de distintas plantas criogénicas presentes en Chile y se estableció que las plantas de destilación de aire tienen mayor capacidad de producción y pueden llegar a entregar una pureza muy alta (aproximadamente 99.996%) en comparación con los procesos de adsorción de oxígeno, que sólo pueden entregar purezas entre 93 – 95% y baja capacidad de producción.

4.4 Producción de Oxígeno por medio del Fraccionamiento de Aire.

La producción industrial de oxígeno a partir de aire ha sido posible por, entre otros, Linde y Claude, quienes le dieron sus nombres a dos procesos. Las ideas de los procesos de Linde y Claude pasaron a formar los conceptos básicos para la producción de oxígeno a gran escala.

4.4.1 El Proceso Linde para la Producción de Aire Líquido.

A finales del siglo XIX, Carl Von Linde en Alemania fue el primero en conseguir la producción industrial de los gases del aire. Su invento fue una doble columna y el proceso para producir aire líquido. Ver **figura 4.5**.

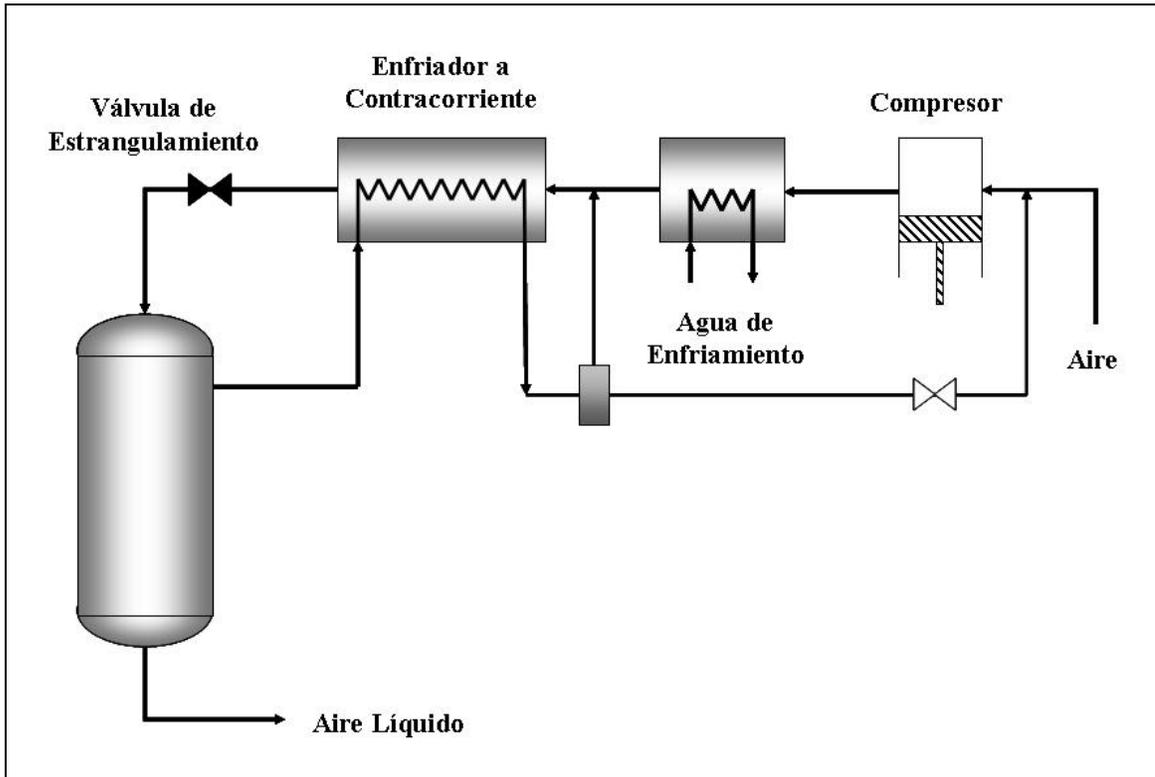


Figura 4.5 El Proceso Linde para el Aire Líquido.

Utilizó un compresor que aumentaba la presión hasta 200 [bar], dos intercambiadores de calor, uno con agua y otro con aire frío expandido, una válvula de expansión y un recipiente de almacenamiento para aire líquido. El intercambiador de calor se fabricó de tubos de cobre gruesos, que se enrollaba en forma de espiral en

una tubería, que a su vez se cubría con una tubería mayor. El aire de alta presión pasaba por los tubos de cobre y el aire expandido por el exterior.

El aire se comprime en el compresor del pistón a 200 [bar], se enfría con agua a 20°C y se seca. Si este aire pasa directamente a una válvula de expansión, su temperatura llega a ser de -16°C a una presión de salida de 1 [bar]. En este momento el aire se alimenta al intercambiador de calor y vuelve al comienzo antes del compresor. Entonces el aire de alta presión comienza a enfriarse debido al aire de baja presión, que a su vez se calienta hasta unos grados más frío que 20°C. Esta alimentación será más fría antes de la válvula y por esa misma razón incluso más fría después. El enfriamiento continúa hasta que se alcanza el punto de rocío del aire -191°C. Entonces las primeras gotas de aire líquido empiezan a formarse y permanecen en el recipiente de almacenamiento. En este momento el proceso entra en una producción estable y continua y se puede enviar el líquido a la columna de destilación. El aire de baja presión está seco así que si se envía de nuevo al compresor, la unidad secadora puede ser dimensionada más pequeña.

Este proceso no es muy eficaz, solamente alrededor del 10% del aire comprimido se convierte en líquido. El resto del aire se utiliza para el enfriamiento en el intercambiador de calor. Debido a que todo el aire se comprime a 200 [bar], y esto demanda una gran cantidad de energía, el consumo de energía para la producción de líquido es relativamente grande. Para mejorar esto es posible instalar una máquina de refrigeración que enfría el aire desde -20 hasta -40°C.

4.4.2 El Proceso Claude para la Producción de Aire Líquido.

Poco después del proceso Linde, se desarrollaron otros procedimientos, uno de los cuales fue el creado por el francés Claude. Inventó la máquina de expansión que utilizaba la energía cinética para la expansión del gas para realizar un trabajo. Una máquina de expansión es lo contrario a un compresor. El trabajo desarrollado se puede utilizar, por ejemplo, para hacer funcionar un generador eléctrico. Debido a que el trabajo es tomado del aire, el consumo total de energía necesario para la producción de producto líquido es menor. Por otra parte, la producción de frío por m³ de aire de alta presión es mayor, por lo que funciona con presiones mucho menores que el proceso Linde y aún así tiene un buen rendimiento. Esto significa que se puede utilizar un compresor más simple.

Hubo muchas dificultades para construir una máquina de expansión. Esta es una máquina de pistón que no puede producir aire líquido, ya que su metal se vuelve frágil y el líquido prácticamente pulverizaría el pistón. La lubricación también es muy difícil puesto que la mayoría de los lubricantes se solidificarían. Se resolvieron las dificultades seleccionando una temperatura de salida por encima del punto de rocío y utilizando este gas en el intercambiador de calor, por lo que el líquido se produce en una válvula de expansión. Si se expande el aire de 100 [bar] con una temperatura de -40°C, a 5 [bar], su temperatura será de -77°C después de una válvula, mientras que será de -158°C, después de una máquina de expansión. Esto significa que se tiene que extraer el aire para la máquina de expansión desde un punto en el intercambiador de calor donde la temperatura sea de -40°C, con el objetivo de tener un buen margen por encima del punto de rocío a la salida de la máquina de expansión. Ver **figura 4.6**.

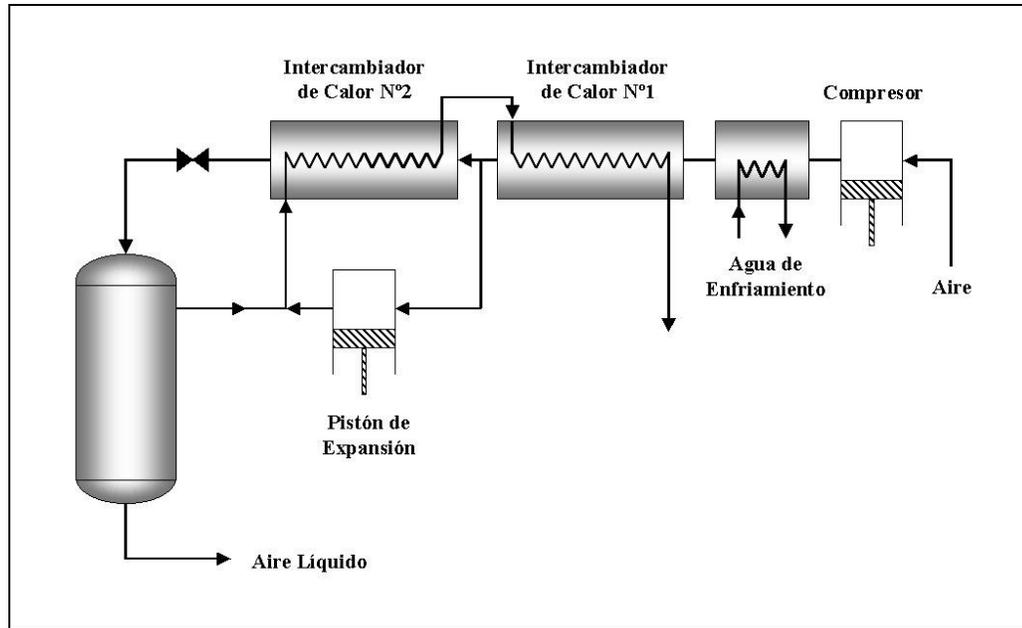


Figura 4.6 El Proceso Claude para el Aire Líquido.

La producción de frío en una máquina de expansión es proporcional al descenso de la temperatura en ella y al flujo. Un flujo mayor origina temperaturas menores en la entrada lo que hace que se reduzca el descenso de éstas. Así este aumento de flujo puede contrarrestar el deseado aumento de producción de frío. Y sucede lo contrario si desciende el flujo en la máquina de expansión. Por lo que se debería encontrar una buena posición intermedia.

Otra forma de mejorar la producción de frío es enfriar primero el aire en un enfriador de amoníaco a -40°C . Lo que significa que se debe extraer el aire del intercambiador de calor a -20°C antes de enviarlo al enfriador de amoníaco. Este sistema de refrigeración utiliza mucho menos energía, entre otras cosas, porque se trabaja a mucha menor presión en el medio de enfriamiento y esto puede llevar una gran cantidad de calor, ya que es un líquido que se evapora.

4.5 Ventajas de una Doble Columna.

En contraste a una doble columna, una columna simple requeriría refrigeración del condensado para proveer de un reflujo de nitrógeno líquido, lo que implicaría tener otro sistema de refrigeración aparte, sólo para condensar el flujo de nitrógeno gaseoso. En cambio, con una doble columna, todo el frío requerido puede ser obtenido a partir de la columna superior, logrando obtener un reflujo de líquido en la columna inferior, este reflujo se obtiene con un flujo de líquido rico en nitrógeno. Aparentemente, la doble columna es más económica, pero las razones no son inmediatamente obvias, y va a depender de la pureza de oxígeno que se quiera obtener.

4.6 Dobles Columnas Linde.

4.6.1 Descripción de las Secciones que componen las Dobles Columnas.

En casi todas las plantas de fraccionamiento de aire se utiliza la combinación de dos columnas, las cuales operan a distintas presiones. El Dr. Carl Von Linde, tuvo la idea de construir dos columnas en la disposición que se muestra en la **figura 4.7**.

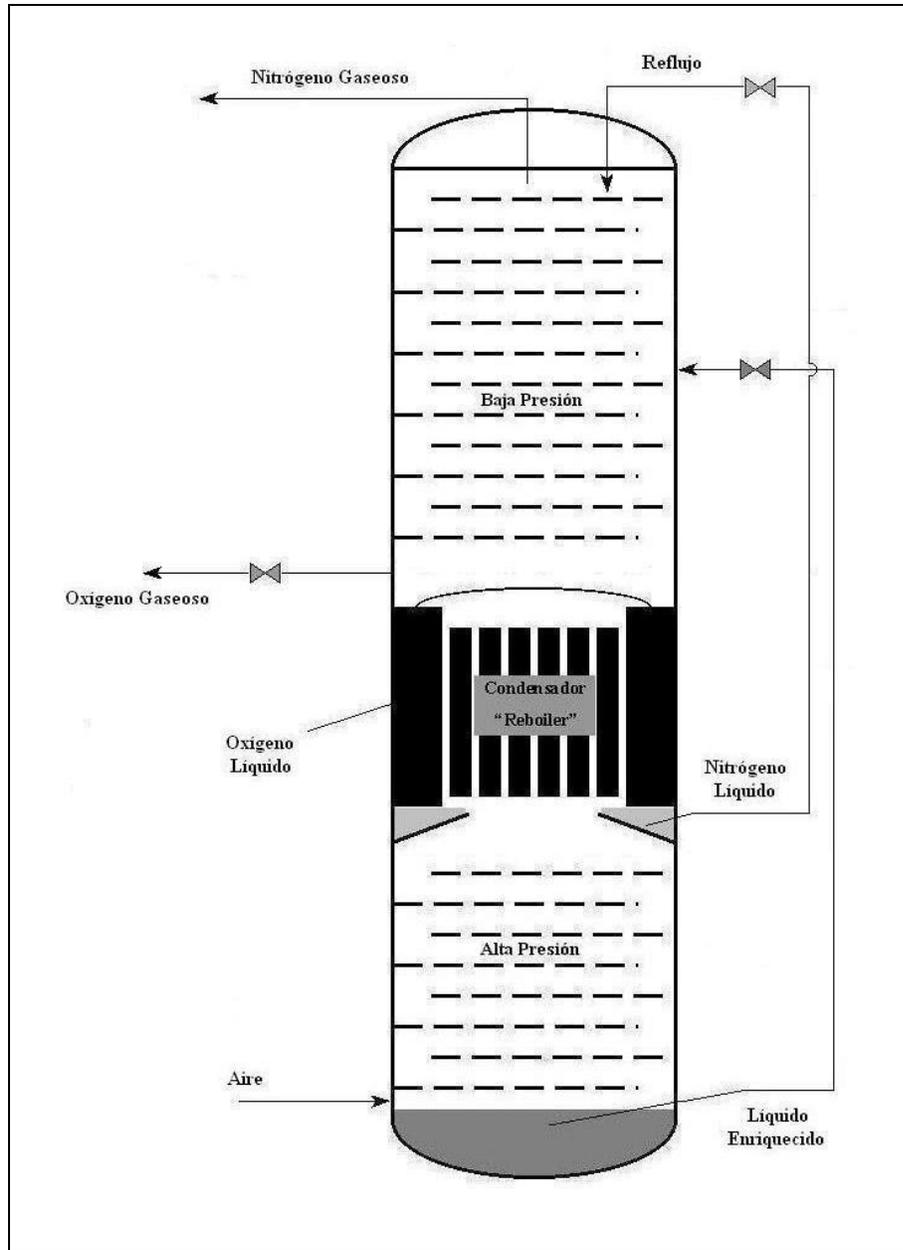


Figura 4.7 Doble Columna Linde.

La parte inferior es una “mitad” de una columna sencilla, con un condensador en la parte superior, y una alimentación de aire en su parte inferior. La parte superior es también una columna sencilla con el reboiler pero sin condensador. El condensador en la columna inferior actúa como caldera reboiler para la columna superior. Para lograr esto es que las columnas operan a distinta presión.

El aire entra por el fondo de la columna inferior, normalmente a una temperatura apenas superior a la de su punto de rocío. El vapor asciende a través de

la columna hasta el condensador, se condensa y forma el reflujo. El aire no puede ser introducido en fase líquida en esta columna, ya que no posee un evaporador, necesario para la producción de vapor. Se ha visto que en la parte alta de la columna se concentra el nitrógeno puro, ya que posee un punto de ebullición inferior al del oxígeno. Sin embargo, el producto inferior no va a ser puro, comparándolo con el aire que se introdujo en un principio, no obstante es aire enriquecido (oxígeno impurificado con nitrógeno), ya que el nitrógeno se ha extraído como producto superior. Este producto inferior, conocido como “aire líquido enriquecido” (porque contiene $> 21\% \text{ O}_2$), contiene aproximadamente entre un 35% y un 40% de oxígeno.

El líquido enriquecido se alimenta en la parte central de la columna superior, para proceder después a su separación. En esta columna no existe condensador, y su reflujo se extrae del producto superior de la columna inferior. En la parte baja de la columna hay un evaporador, que utiliza el calor de la condensación del nitrógeno de la columna inferior. Así, la columna superior puede también destilar, y se obtiene oxígeno puro en la parte baja, puesto que el oxígeno posee mayor punto de ebullición que el nitrógeno.

4.6.2 Funcionamiento de un Evaporador– Condensador.

Los condensadores son intercambiadores de calor que transfieren calor de un medio más caliente a un medio más frío. La capacidad de un condensador se determina según lo siguiente:

- a. El área de condensación. A mayor área, tiene lugar una mayor transferencia de calor.
- b. La diferencia de temperatura entre ambos lados oxígeno líquido y nitrógeno líquido. Entre mayor sea la diferencia, se produce más transferencia de calor.

El oxígeno en el fondo de la columna superior entra en ebullición a determinada presión, y por consiguiente la temperatura también está preestablecida. La temperatura de condensación del gas en la parte superior de la columna de presión es lo único que puede variarse.

Sin embargo, si se aumenta la cantidad de aire que alimenta la columna, se deberá condensar una cantidad mayor de nitrógeno. La velocidad de condensación en el condensador no es suficiente para esta cantidad mayor, y si el gas no se condensa, la presión de la columna se eleva. Una presión mayor significa que la temperatura de condensación es mayor, y entonces resulta que la diferencia de temperatura aumenta hasta que la capacidad de condensación del condensador es de nuevo suficiente para condensar todo el nitrógeno.

Por lo tanto, la presión deseada en la columna se mantiene automáticamente y es suficiente para que todo el nitrógeno condense, así no será necesario modificar esta presión.

4.6.3 Control de una Doble Columna.

En la parte superior de la columna inferior se tiene depósito para coleccionar el nitrógeno líquido condensado. Una parte del nitrógeno líquido de este depósito es alimentado a la columna superior como reflujo, y otra se retira como producto nitrógeno líquido. El nitrógeno líquido que no se extrae del depósito, al rebosar por los bordes del mismo se convierte en el reflujo para la columna de presión. Puesto que la columna inferior está a mayor presión que la superior, el líquido es impulsado con facilidad hasta la parte alta de la columna superior. Sin embargo, existen instalaciones, donde las columnas son muy altas y se utiliza gas a presión para bombear el líquido a la columna superior.

El reflujo en la columna inferior lava más y más oxígeno, y en el fondo se alcanza una concentración aproximada del 37% de oxígeno, que es el líquido enriquecido.

Como se desea controlar la salida de nitrógeno líquido, y la alimentación de aire será constante, no queda otra alternativa que controlar el líquido enriquecido. Por lo tanto, el líquido enriquecido se controla mediante su nivel. Esto significa que si se aumenta la extracción de nitrógeno líquido, habrá menos líquido enriquecido, y viceversa.

Se conoce que la pureza del nitrógeno líquido depende de la relación de reflujo. Como no existe evaporador en la columna inferior, y todo el aire entrante

está en fase gaseosa y se condensa completamente, la pureza de nitrógeno líquido depende únicamente de cuanto nitrógeno líquido es extraído de la columna inferior.

Una gran extracción de nitrógeno líquido conduce a que haya poco reflujo remanente en la columna inferior, con la consecuente reducción de pureza. El efecto contrario se produce con una extracción pequeña de nitrógeno líquido. La medida correcta es extraer tanto nitrógeno líquido como sea posible sin rebajar la pureza especificada. De esta manera se alimenta la mayor cantidad de reflujo a la parte alta de la columna superior después de producir el nitrógeno líquido necesario.

Con la cantidad máxima de reflujo en la columna superior, se lava todo el oxígeno posible hacia el fondo, y puede extraerse como productos oxígeno líquido y oxígeno gaseoso. Además, se consigue que la pérdida de oxígeno contenido en el nitrógeno gaseoso sea muy pequeña (ppm). Todo el oxígeno que se alimenta en la columna inferior con el aire, se envía la columna superior con el líquido enriquecido, y aquél que entra en la columna superior sale como producto líquido o gaseoso. Por lo tanto, el oxígeno que no se puede separar en la parte inferior deberá ser separado en la parte superior.

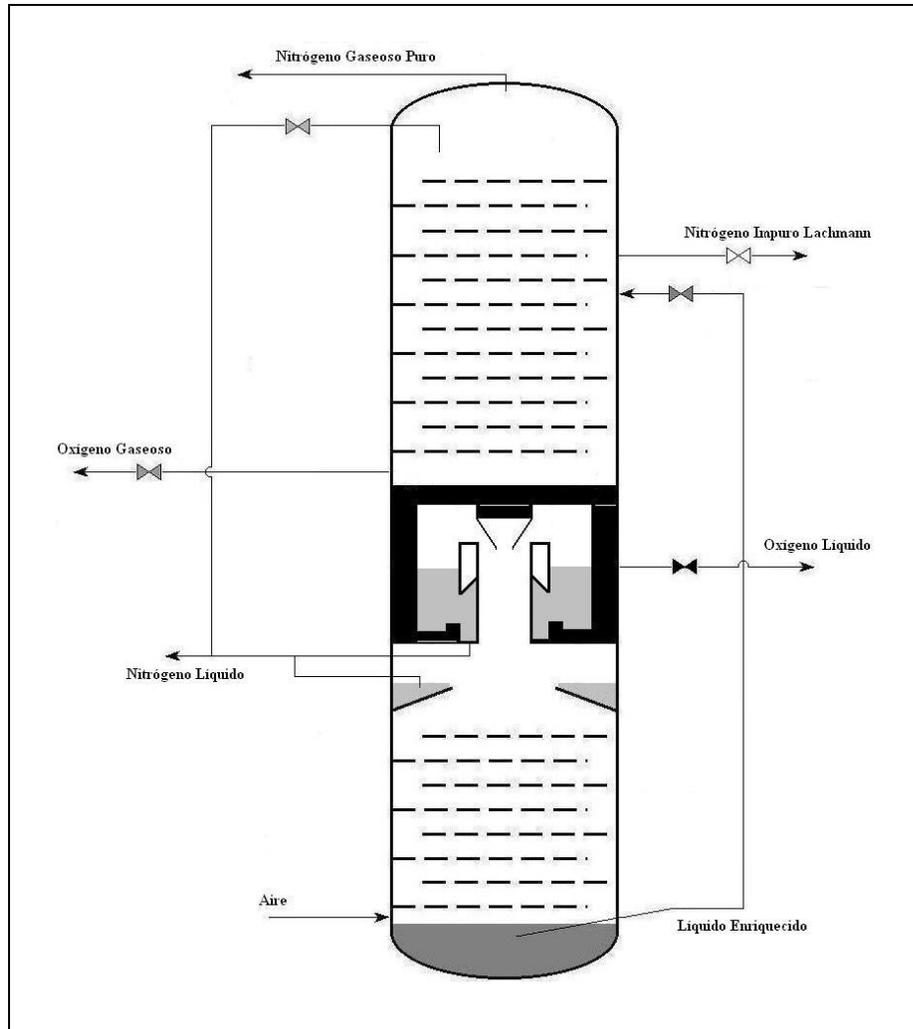


Figura 4.9 Doble Columna Linde con Salida de gas Lachmann.

4.6.4 Salida de Lachmann (Nitrógeno Impuro).

El mayor problema con la columna superior es la deficiencia de reflujo. No es posible extraer nitrógeno gaseoso desde la parte superior con la misma pureza del reflujo.

Cuando se tiene el problema de reflujo deficiente, se retira una corriente de gas en la parte alta de la columna (la extracción de Lachmann ayuda cuando existe el problema de reflujo deficiente, para reducir la cantidad de gas en la parte alta de la columna), lo cual incrementa el reflujo. Esto se hace tomando gas del punto medio entre la parte superior y la alimentación del líquido enriquecido. Esta salida se llama “Gas Lachmann”. Se retira el nitrógeno impuro necesario a través de esta salida, para obtener la pureza requerida de nitrógeno gaseoso en la parte superior de la columna.

También se tiene nitrógeno gaseoso puro en la parte alta de la columna inferior, pero no es bueno extraerlo como producto nitrógeno gaseoso, ya que lo que se retire reducirá la cantidad de nitrógeno gaseoso al condensador, y por consiguiente reducirá la cantidad de nitrógeno líquido disponible para el reflujo en las columnas inferior y superior. También se reduce el calor del rehervidor de la columna de baja presión.

4.6.5 Control de la Pureza del Oxígeno en la Columna Superior.

El producto oxígeno líquido se extrae del fondo de la columna superior. Por encima del nivel superior de oxígeno líquido, se extrae oxígeno gaseoso. Como se menciona anteriormente, cuando el reflujo está en su máximo valor, se tiene la mejor oportunidad de lavar el oxígeno en las partes altas de la columna.

La pureza de oxígeno líquido se ve afectada por la condición del reflujo en la parte inferior de la columna superior. Allí la cantidad de reflujo es equivalente a la suma de las cantidades del líquido enriquecido y a las cantidades de reflujo que descienden de la parte superior. Ambos provienen de la columna inferior y la suma de ellos es exactamente igual a la cantidad de aire alimentado menos la producción de nitrógeno líquido. Entonces la cantidad de reflujo en la parte baja de la columna superior no se ve afectada por los cambios en el reflujo enviado a la columna superior, sino sólo por la producción de nitrógeno líquido. Para poder influir en la pureza de oxígeno líquido, se debe poder influir en la condición del reflujo.

La cantidad de vapor depende de la condensación del nitrógeno gaseoso, que a su vez depende de la cantidad de aire. Como éste no cambia, la única medida a tomar es variar la extracción de oxígeno gaseoso, lo que hace variar la cantidad de vapor, y, consecuentemente la pureza del oxígeno. Mayor vapor en relación con el líquido, significa que el líquido se torna más puro. El vapor arrastra la impureza del nitrógeno del líquido.

Para obtener una pureza de oxígeno alta se requiere una gran cantidad de vapor en ascenso, o sea una extracción baja de oxígeno gaseoso, ya que es éste el que empuja hacia arriba al nitrógeno y por consiguiente aumenta la pureza. El oxígeno que asciende debe salir por algún sitio. En este caso se hace a través de la salida

Lachmann. Por lo tanto, se pierde oxígeno allí. Este aumento del oxígeno gaseoso también constituye una pérdida, porque sólo se aprovecha en las plantas que suministran oxígeno gaseoso por tubería, como en el caso de las fundiciones.

La pureza del oxígeno gaseoso es menor que la pureza del oxígeno líquido. Esto se debe a que el oxígeno líquido es el componente que posee el punto de ebullición más alto, y se concentra en la parte inferior de la columna. Una disminución en la extracción de oxígeno gaseoso quiere decir mayor pureza de oxígeno gaseoso, y un contenido mayor de oxígeno en toda la columna. Lo contrario se aplica en una extracción mayor de oxígeno gaseoso.

En plantas modernas, la pureza del oxígeno no se controla de esta forma. Allí cuando no se retira el oxígeno gaseoso se produce un máximo de oxígeno líquido. La pureza del oxígeno líquido es controlada cambiando el perfil de concentración en la columna, con la producción de nitrógeno líquido, lo que varía el reflujo. La válvula del nitrógeno líquido se controla teniendo en cuenta el análisis del gas Lachmann.

4.6.6 Subenfriamiento de Productos Líquidos, Flash de los Líquidos en Ebullición.

Los productos líquidos oxígeno líquido y nitrógeno líquido se extraen de las columnas, con su punto de ebullición a temperaturas de aproximadamente -179°C y -177°C respectivamente. Como la presión de los estanques de almacenamiento, es menor que la de las columnas; oxígeno líquido aproximadamente 0,5 [bar] y nitrógeno líquido aproximadamente 5 [bar], la evaporación sería considerable si los productos se alimentasen directamente a los estanques. A través de las curvas de presión de vapor mostradas anteriormente, se sabe que al caer la presión, el punto de ebullición se reduce, entonces la ebullición aumenta y se forma gas que posteriormente abandona los estanques (a través de válvulas de venteo). El calor es tomado del líquido y la temperatura desciende hasta que alcanza el valor que pronostican las curvas de presión del vapor, entonces la ebullición cesa. Se denomina Flash (vaporización instantánea) a esta ebullición ocasionada por la reducción de presión.

El Flash en los estanques es una pérdida tanto de gas como de frío y puede ser contrarrestada al subenfriar el oxígeno líquido. Además, también habrá evaporación en los estanques ocasionada por la conducción de calor (desde el ambiente) a través del aislamiento. Esto depende de la calidad del aislamiento y de su espesor, y es relativamente pequeña, del orden de 50 - 100 [Nm³/h].

El subenfriamiento se lleva a cabo en un intercambiador de calor, en el que el oxígeno líquido y el nitrógeno líquido se encuentran con el nitrógeno gaseoso (sale del tope de la torre) y el nitrógeno impuro (sale de casi el tope de la torre) que están a -194°C y -193°C respectivamente. Esto tiene la ventaja de que el nitrógeno gaseoso y el nitrógeno impuro son calentados parcialmente (hasta -174°C, o algunos grados más fríos), de tal manera que cuando entran al extremo frío del intercambiador principal, el ΔT respecto al aire saliente será sólo de unos pocos grados. El aire sale con un punto de rocío, que para 5 [bar] es de -172°C. No es económico cuando el ΔT es muy grande, ya que no contribuye al intercambio de calor. El subenfriamiento se combina algunas veces para el oxígeno líquido, nitrógeno líquido, reflujo y líquido enriquecido, aunque algunas veces se utilizan intercambiadores de calor separados.

El oxígeno líquido puede ser subenfriado a -187°C, y se enfriará aún más al expandirse hasta la presión del estanque de almacenamiento. Como el oxígeno líquido del estanque entra en ebullición a -182°C, el subenfriamiento hasta -187°C es el adecuado para compensar la fuga de calor en los estanques. Esto significa que con el subenfriamiento, la evaporación dentro del estanque puede reducirse a cero.

El nitrógeno líquido pasa por el intercambiador a la presión de la columna de presión, y consecuentemente su temperatura será lo suficientemente alta para poder ser enfriado por el nitrógeno gaseoso. El enfriamiento disminuye la ebullición después de la expansión a la presión del estanque, pero no completamente. Por esto, el gas se separa en un recipiente de flash y se lleva a la tubería de nitrógeno gaseoso que sale de la columna superior.

En el caso donde el reflujo es enfriado en un intercambiador separado, es importante que este sea enfriado lo suficiente, ya que la evaporación causada por la caída de presión significará una disminución de líquido de reflujo disponible hacia la

columna superior. Sin subenfriamiento, la evaporación del nitrógeno líquido es de aproximadamente 20%, con una caída de presión de 5 [bar] hasta 0,1 [bar].

Ver **figura 4.10**.

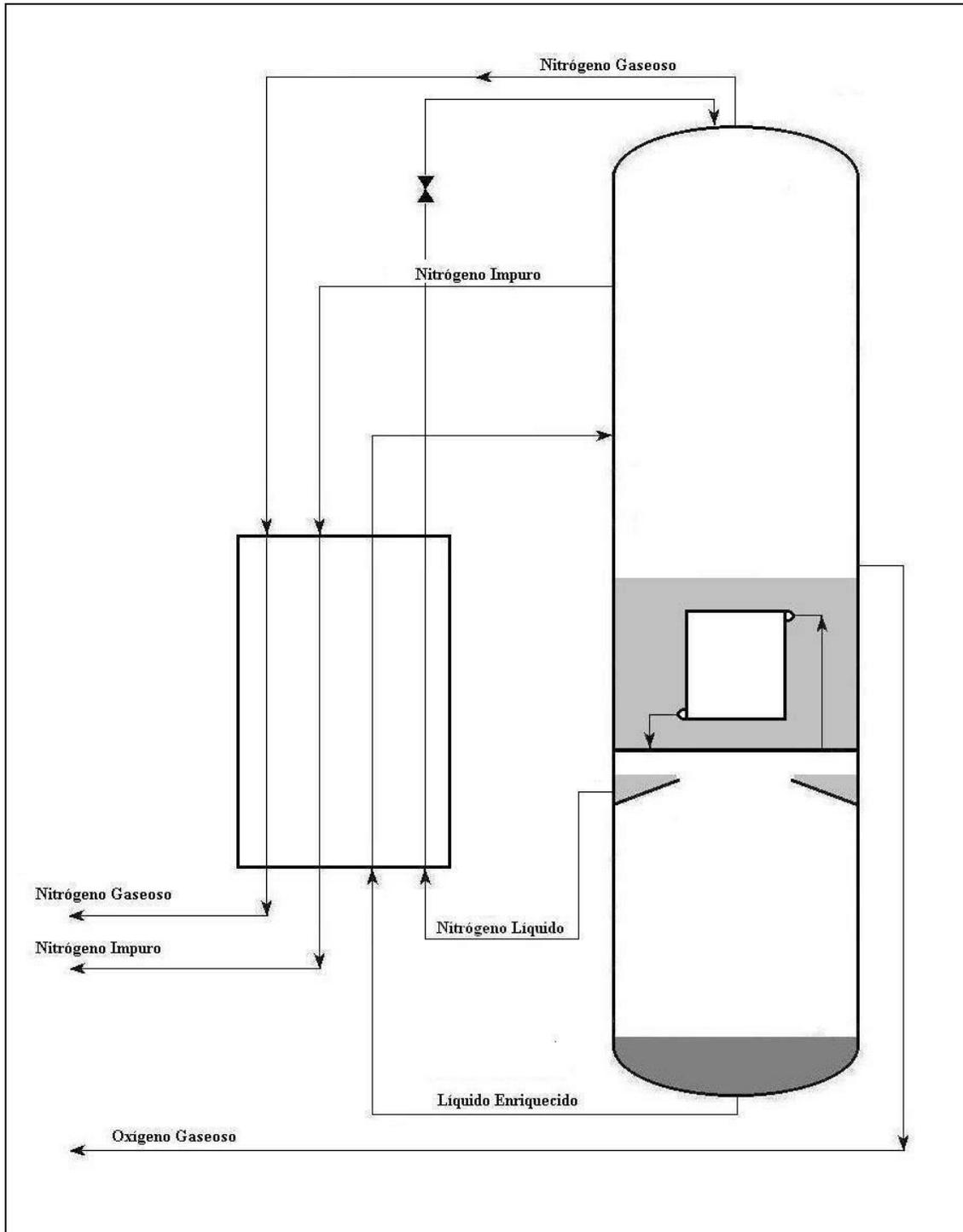


Figura 4.10 Doble Columna con Subenfriamiento.

4.7 Descripción del Proceso.

El proceso de la Planta de Oxígeno se inicia con la limpieza del aire que se alimenta, mediante la filtración de las partículas de polvo. El aire una vez limpio de partículas en suspensión es comprimido en el compresor **C1** con la finalidad de disminuir el tamaño de los equipos y provocar el desplazamiento del aire.

El flujo de aire a la salida del compresor es enfriado en **I1** y lavado en **I2** del $\text{SO}_2(\text{g})$ que contiene el aire y restos de partículas de polvo que pudieran no haber sido filtradas.

El flujo de aire limpio, luego se dirige hacia las columnas de purificación **A1** o **A2**, una de ellas opera en etapa de adsorción (limpieza del aire), mientras la otra columna está en etapa de regeneración (desorción de CO_2 y H_2O retenido en los tamices). A la salida de esta etapa el aire se encuentra libre de impurezas.

Una parte del aire es comprimido en **C2** o **C3** y la otra parte es enfriado al pasar por **I4**.

El intercambiador **I3**, enfría el flujo que viene del proceso de compresión (**C2/C3**) mediante el uso de agua, para luego ingresar al intercambiador principal (**I4**).

El flujo de aire principal y el flujo de aire a alta presión ingresan al intercambiador de calor **I4**, donde son enfriados a temperaturas criogénicas, mediante flujos fríos provenientes de las columnas de destilación y un flujo de nitrógeno frío proveniente de las turbinas **E1** y **E2**.

El flujo de aire principal y una parte del flujo de aire a presión entran a la columna **T1** en donde se obtienen tres flujos mediante destilación, un flujo líquido rico en oxígeno y dos flujos de nitrógeno prácticamente puros, uno en estado gas y otro en estado líquido. De la otra parte del flujo de aire a alta presión (el flujo líquido rico subenfriado en **I6** y el flujo de nitrógeno líquido subenfriado en **I5**) se expanden y se alimentan a la columna **T2** en donde se obtiene como producto por fondo **Oxígeno Líquido** y por tope **Nitrógeno Gaseoso**, ambos de alta pureza.

Los flujos de nitrógeno gaseosos producidos, provenientes de las columnas **T1** y **T2** son enviados hacia el intercambiador de calor principal (**I4**) para enfriar el flujo de aire que alimenta a las columnas, ayudados por el enfriamiento adicional que

generan las turbinas **E1** o **E2**. El flujo de nitrógeno principal luego es ocupado para regenerar los tamices moleculares en las columnas de purificación.

El flujo de oxígeno líquido producido en la columna **T2** es filtrado en **A3** o **A4** para limpiar de Hidrocarburos que pudiera arrastrar evitando posibles accidentes por combustión. Una parte del flujo de oxígeno líquido producido se almacena en el estanque **B2**, para usar durante posibles detenciones de la planta. La otra parte del oxígeno líquido es gasificado en el intercambiador de calor **I8**, el cual contiene un separador de fases (**B1**) para el flujo de oxígeno. Luego, esta corriente de oxígeno gaseoso se emplea para el enfriamiento del aire que entra al intercambiador de calor principal I4. La corriente de oxígeno líquido que sale del separador B1 se recicla en I8.

Los productos que se obtienen a partir de este proceso son: **Oxígeno Gaseoso**, **Oxígeno Líquido** y **Nitrógeno Gaseoso**.

Ver **Figura 4.11**, pág. 41.

Los parámetros del proceso están indicados en el Balance de Energía, en el Capítulo VI, pág. 57.

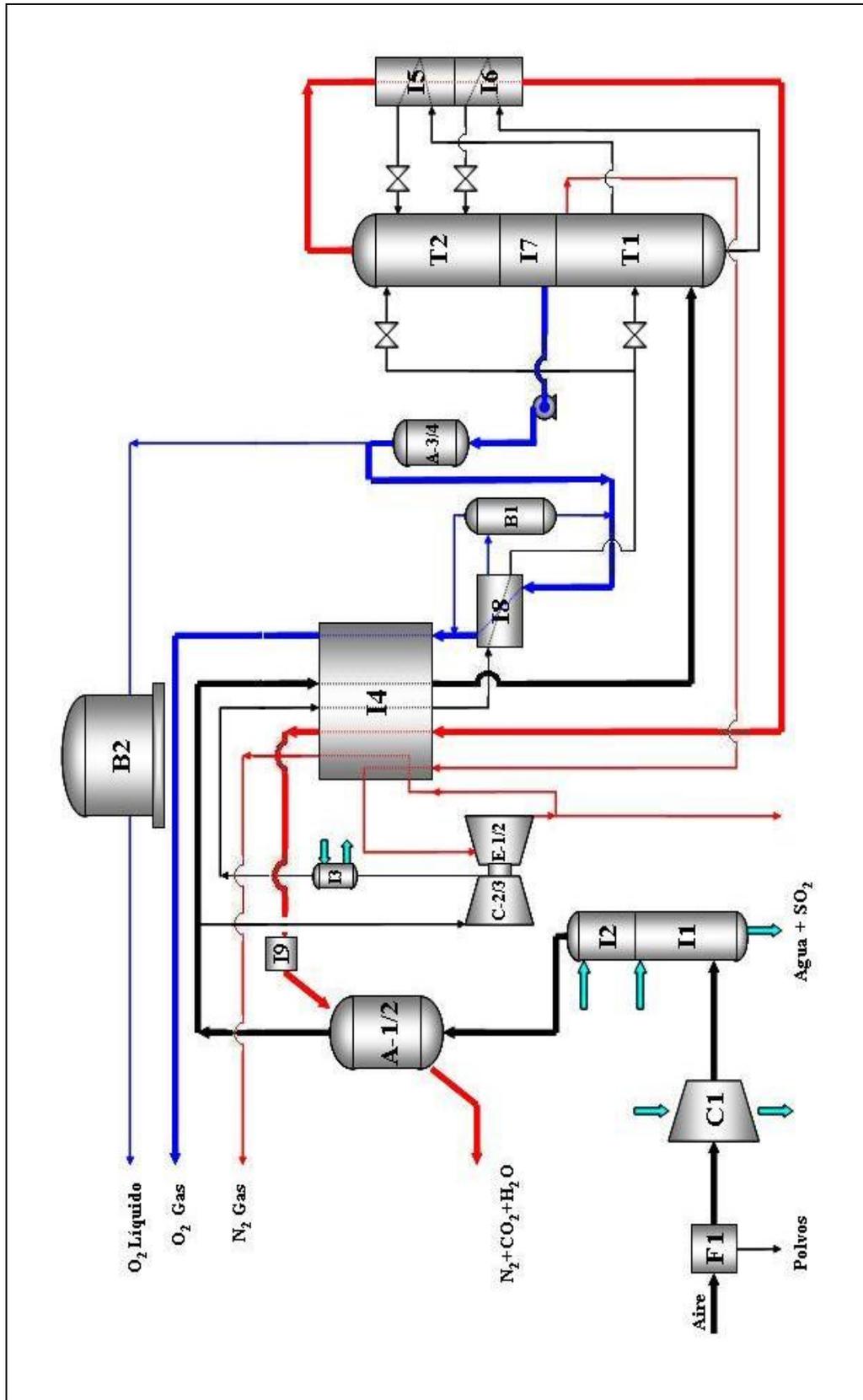


Figura 4.11 Flow Sheet del Proceso.

CAPITULO V

BALANCE

DE

MASA

5. BALANCE DE MASA.

5.1 Introducción.

El Balance de Masa que se presenta a continuación tiene por objeto cuantificar los equipos pertenecientes a la Planta de Oxígeno, la cual se divide en cinco zonas para facilitar los cálculos y la comprensión del proceso.

El flow sheet muestra los diferentes flujos que alimentan a cada equipo presente en el proceso.

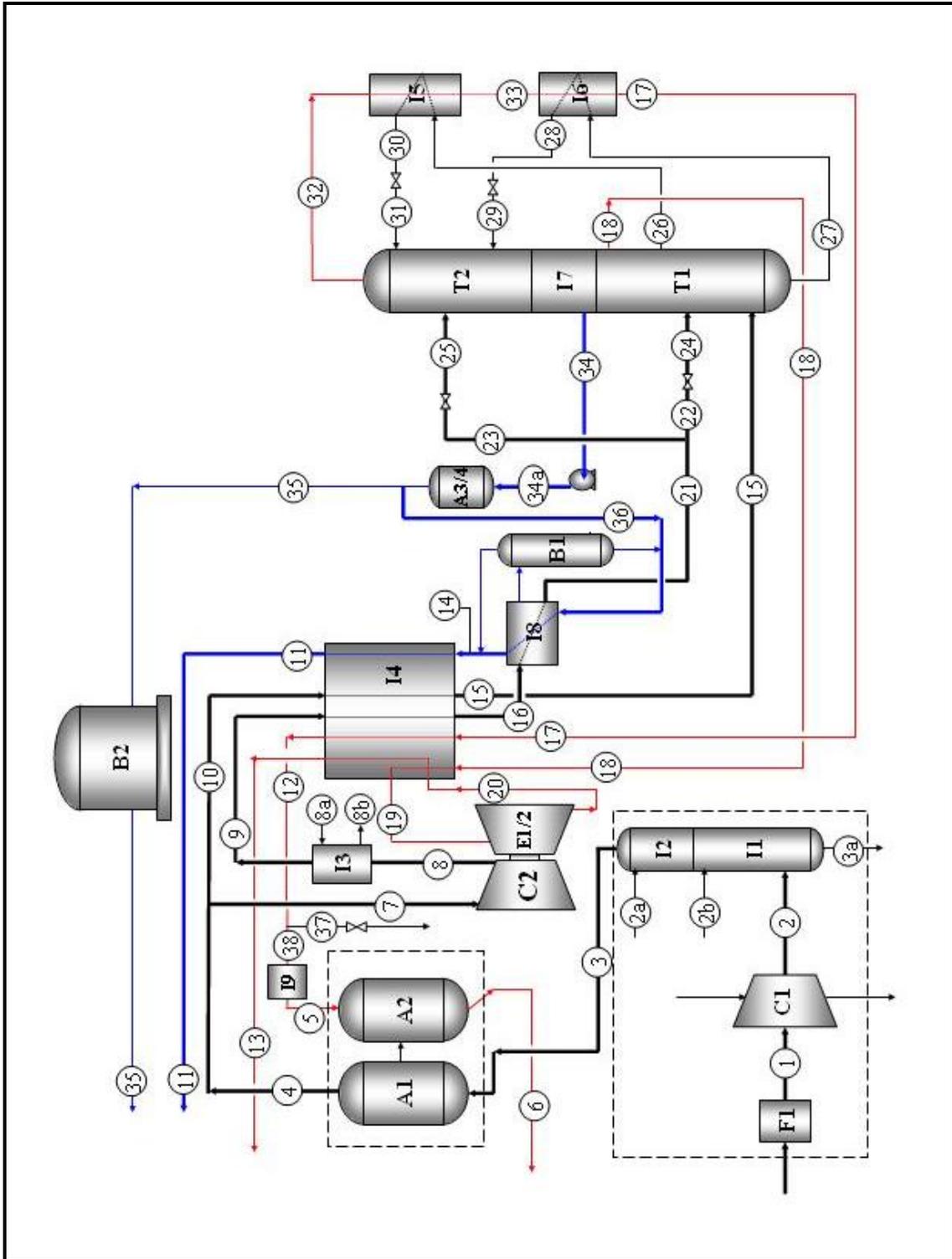


Figura 5.1 Diagrama de Flujos de Planta de Oxígeno.

5.2 Balance de Masa Zona 1.

La Zona 1 consta de las siguientes etapas: filtración, compresión y absorción. El aire entra por el filtro para ser limpiado de las partículas suspendidas en éste, luego pasa a la etapa de compresión para así entrar a la torre de absorción donde el SO₂ es eliminado completamente por el fondo.

5.2.1 Base de Cálculo.

59.400 [Nm³/h] de aire seco.

50% de Humedad Relativa.

18°C.

Composición de Entrada del Aire:

COMPUESTO	CANTIDAD	UNIDAD
N ₂	78,11	% molar
Ar	0,93	% molar
O ₂	20,96	% molar
H ₂ O	0,006	Kg de agua/Kg de aire seco
CO ₂	320	ppm
C ₂ H ₂	0,37	ppm
SO ₂	6	ppm

5.2.2 Equipos Involucrados en Zona 1.

COMPRESOR C1	CANTIDAD	UNIDAD
TEMPERATURA ENTRADA	18	°C
TEMPERATURA DE SALIDA	100	°C
PRESION A LA ENTRADA	0,85	atm
PRESION A LA SALIDA DE COMPRESOR	7,2	atm

TORRE DE LAVADO Y ENFRIAMIENTO I1/I2	CANTIDAD	UNIDAD
TEMPERATURA ENTRADA	100	°C
TEMPERATURA DE SALIDA	20	°C
PRESION A LA ENTRADA	7,2	atm
PRESION A LA SALIDA	7,18	atm

5.2.3 Reacciones Supuestas.

No hay reacciones supuestas.

5.2.4 Suposiciones Adicionales.

- No se consideran componentes como: Ne, He, Kr, Xe, CO, H₂, por ser concentraciones muy bajas.
- Se realiza un retiro de un 100% del SO₂ presente en el aire, mediante la torre de absorción.

5.2.5 Diagrama del Balance de Masa Zona 1.

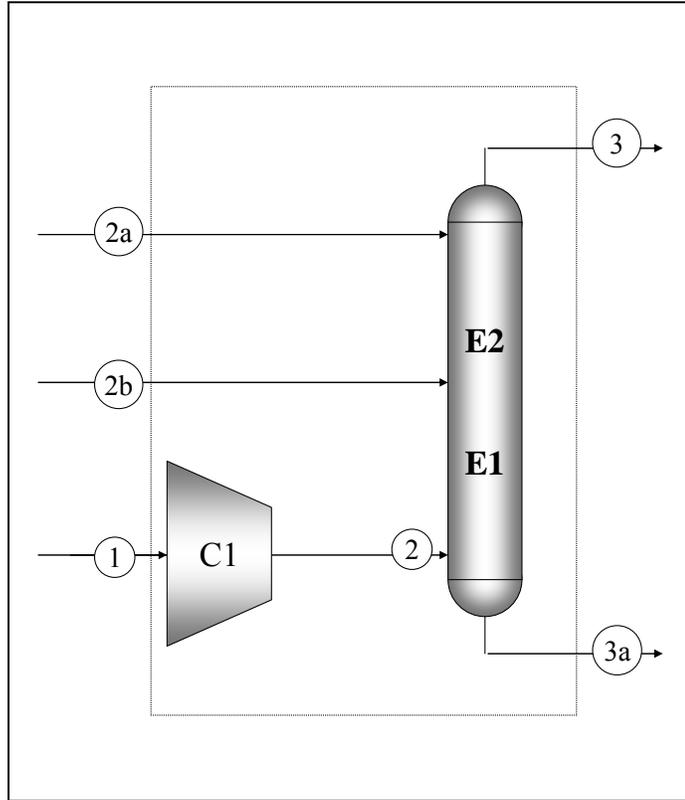


Figura 5.2 Diagrama de Flujo de la Zona 1.

Componentes	Entradas Kg/h				Salidas Kg/h		
	Flujo 1	Flujo 2a	Flujo 2b	Total	Flujo 3a	Flujo 3	Total
N ₂	57.991,49			57.991,49		57.991,49	57.991,49
Ar	984,62			984,62		984,62	984,62
O ₂	17.775,29			17.775,29		17.775,29	17.775,29
H ₂ O	460,51	100.000,00	30.000,00	130.460,51	129.228,39	1.232,11	130.460,51
CO ₂	24,71			24,71		24,71	24,71
C ₂ H ₂	0,03			0,03		0,03	0,03
SO ₂	0,46			0,46	0,46		0,46
				207.237,12			207.237,12

5.3 Balance de Masa Zona 2.

La Zona 2 consta de la etapa de adsorción, la cual tiene por objeto retener mediante adsorción con zeolitas el H₂O, CO₂ y otros contaminantes que pudiera arrastrar el aire, para que así éste quede libre de impurezas.

5.3.1 Reacciones Supuestas.

No se consideran reacciones.

5.3.2 Suposiciones Adicionales.

- La columna de purificación A1 está en etapa de adsorción y la columna de purificación A2 está en etapa de regeneración.
- Toda el agua y el CO₂ es retenido en los tamices moleculares.

5.3.3 Diagrama del Balance de Masa Zona 2.

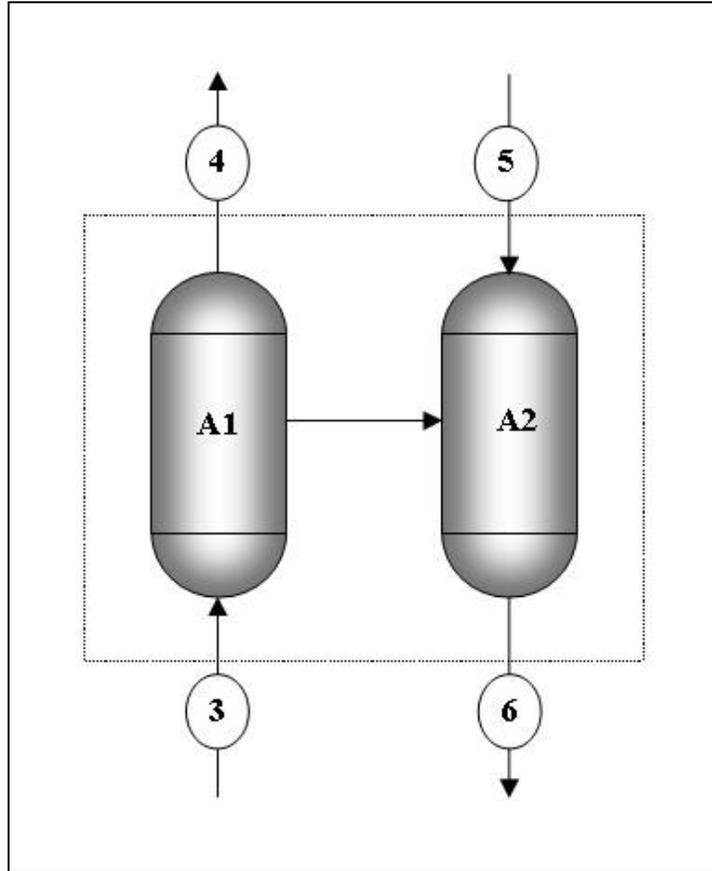


Figura 5.3 Diagrama de Flujo de la Zona 2.

Componentes	Entradas Kg/h			Salidas Kg/h		
	Flujo 3	Flujo 5	Total	Flujo 4	Flujo 6	Total
N ₂	57.991,49	26.652,77	84.644,27	57.991,49	26.652,77	84.644,27
Ar	984,62	223,55	1.208,17	984,62	223,55	1.208,17
O ₂	17.775,29	1.142,82	18.918,11	17.775,29	1.142,82	18.918,11
H ₂ O	1.232,11		1.232,11		1.232,11	1.232,11
CO ₂	24,71		24,71		24,71	24,71
C ₂ H ₂	0,03		0,03		0,03	0,03
SO ₂						
			106.027,40			106.027,40

5.4 Balance de Masa Zona 3.

La Zona 3 consta de las etapas de compresión y enfriamiento. Parte del aire ya limpio pasa por el compresor - turbina para realizar un proceso de compresión-expansión, el cual disminuirá la temperatura del flujo de forma inmediata y la otra parte de éste pasa a un intercambiador de calor, el cual tiene por función enfriarlos a temperaturas criogénicas.

5.4.1 Reacciones Supuestas.

No se consideran reacciones.

5.4.2 Suposiciones Adicionales.

- Se considera que un 28% del flujo que entra se comprime en C2/C3.

5.4.3 Diagrama Balance de Masa Zona 3.

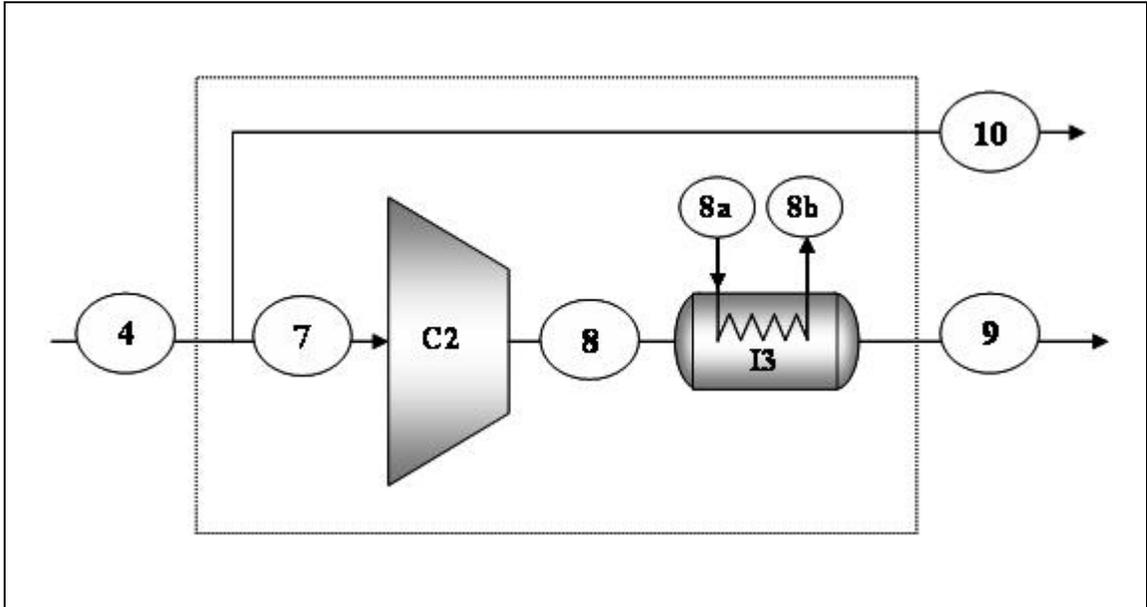


Figura 5.4 Diagrama de Flujo de la Zona 3.

Componentes	Entradas Kg/h		Salidas Kg/h		
	Flujo 4	Total	Flujo 10	Flujo 9	Total
N ₂	57.991,49	57.991,49	41.970,61	16.020,88	57.991,49
Ar	984,62	984,62	712,61	272,01	984,62
O ₂	17.775,29	17.775,29	12.864,64	4.910,65	17.775,29
H ₂ O					
CO ₂					
C ₂ H ₂					
SO ₂					
		76.751,41			76.751,41

El flujo 8a y 8b se calculan por Balance de Energía en el Cap. VI.

5.5 Balance de Masa Zona 4 y Zona 5.

Tanto la Zona 4 como la Zona 5 se refieren a la etapa de destilación. Donde el aire entra por el fondo de la columna de media presión y luego pasa a la columna de baja presión. En estas zonas se produce el fraccionamiento del aire, donde se obtiene el oxígeno y el nitrógeno como producto.

COLUMNA DE DESTILACION MEDIA P°	CANTIDAD	UNIDAD
PRESION DE OPERACION	7	bar

5.5.1 Reacciones Supuestas.

No se consideran reacciones.

5.5.2 Suposiciones Adicionales.

- Por consideraciones de Plantas de Oxígeno el flujo que entra a la columna de media presión (Flujo 24) es un 45% del flujo 9.
- El flujo 25 es un 55% del flujo 9 que entra al intercambiador de calor I4.
- Las salidas de la columna inferior, así como lo porcentajes de cada componente fueron determinados por datos reales de Plantas de Oxígeno instaladas en Chile.

5.5.3 Balance de Masa Zona 4.

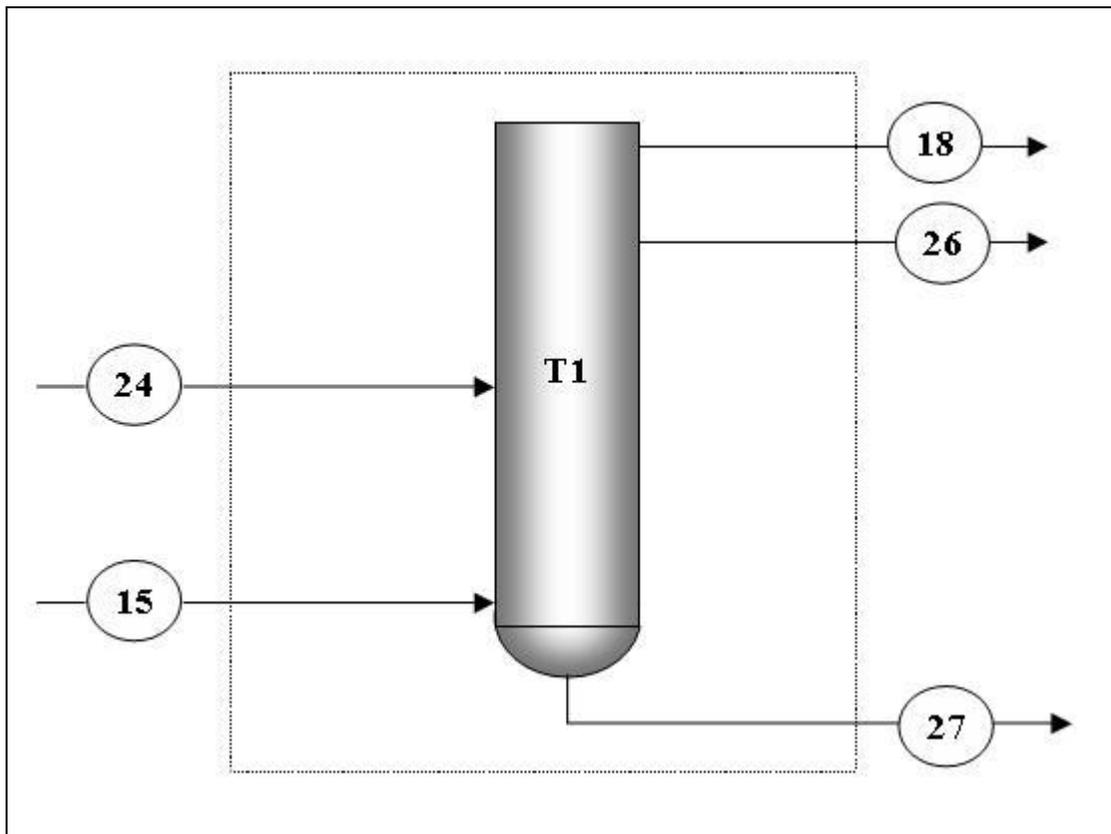


Figura 5.5 Diagrama de Flujo de la Zona 4.

Componentes	Entradas Kg/h			Salidas Kg/h			
	Flujo 15	Flujo 24	Total	Flujo 18	Flujo 26	Flujo 27	Total
N ₂	41.970,61	7.322,16	49.292,77	16.709,82	12.933,02	19.649,93	49.292,77
Ar	712,61	124,32	836,93	52,94	153,99	630,01	836,93
O ₂	12.864,64	2.244,36	15.109,00	144,56	808,47	14.155,98	15.109,00
H ₂ O							
CO ₂							
C ₂ H ₂							
SO ₂							
			65.238,70				65.238,70

5.5.4 Balance de Masa Zona 5.

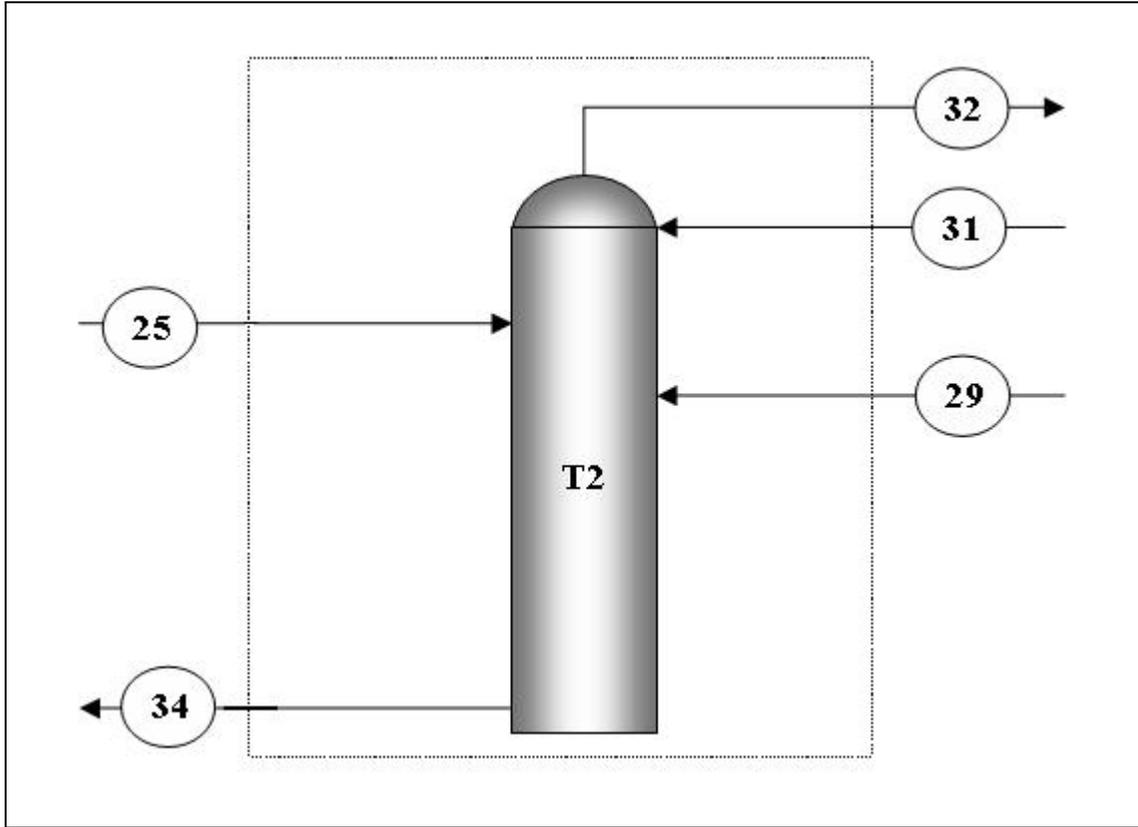


Figura 5.6 Diagrama de Flujo de la Zona 5.

Componentes	Entradas Kg/h				Salidas Kg/h		
	Flujo 25	Flujo 29	Flujo 31	Total	Flujo 32	Flujo 34	Total
N ₂	8.698,72	19.649,93	12.933,02	41.281,67	40.967,41	314,27	41.281,67
Ar	147,69	630,01	153,99	931,69	343,61	588,08	931,69
O ₂	2.666,29	14.155,98	808,47	17.630,74	1.756,60	15.874,14	17.630,74
H ₂ O							
CO ₂							
C ₂ H ₂							
SO ₂							
				59.844,10			59.844,10

5.6 Balance de Masa Global.

En resumen, el balance de masa global de la Planta de Oxígeno, considerando los flujos anteriormente calculados es:

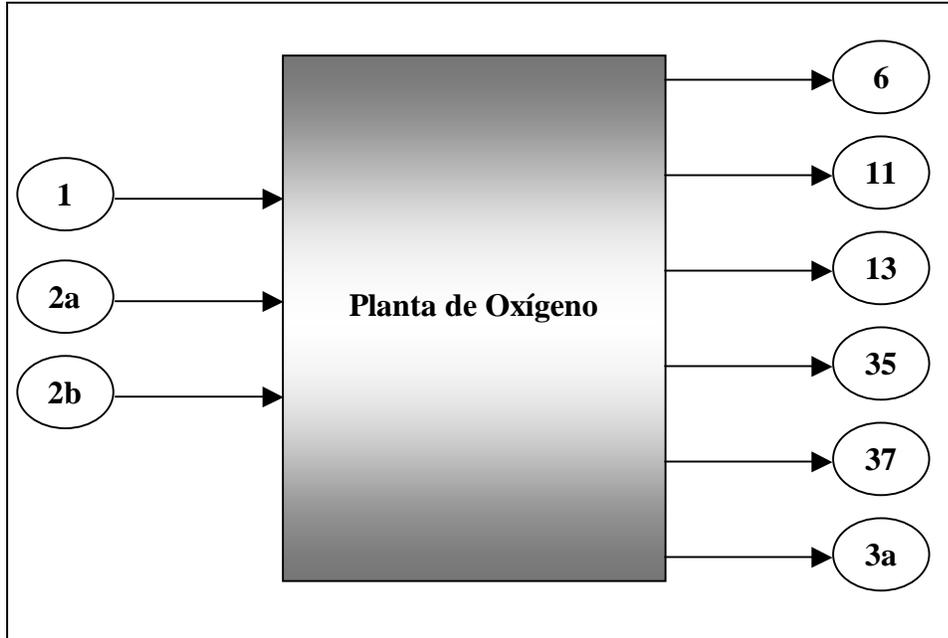


Figura 5.7 Diagrama de Flujo Balance de Masa Global.

Componentes	Entradas Kg/h			
	Flujo 1	Flujo 2a	Flujo 2b	Total
N ₂	57.991,49			57.991,49
Ar	984,62			984,62
O ₂	17.775,29			17.775,29
H ₂ O	460,51	100.000,00	30.000,00	130.460,51
CO ₂	24,71			24,71
C ₂ H ₂	0,03			0,03
SO ₂	0,46			0,46
				207.237,12

Componentes	Salidas Kg/h						
	Flujo 6	Flujo 3a	Flujo 11	Flujo 13	Flujo 35	Flujo 37	Total
N ₂	26.652,77		308,89	16.709,82	5,37	14.314,64	57.991,49
Ar	223,55		578,03	52,94	10,05	120,06	984,62
O ₂	1.142,82		15.602,78	144,56	271,35	613,78	17.775,29
H ₂ O	1.232,11	129.228,39					130.460,51
CO ₂	24,71						24,71
C ₂ H ₂	0,03						0,03
SO ₂		0,46					0,46
							207.237,12

CAPITULO VI

BALANCE

DE

ENERGIA

6. BALANCE DE ENERGIA.

6.1 Introducción.

El Balance de energía para la planta de oxígeno propuesta, será descrita para cada equipo o para un lote de equipos según sea la conveniencia.

Para efectos de cálculos se despreció el efecto de la presión sobre la entalpía de los líquidos.

El ejemplo de cálculo de este capítulo se encuentra en el Anexo II, por lo tanto, en esta sección sólo se presentará un resumen con los resultados obtenidos.

6.2 Compresor C1.

El objetivo principal del compresor C1, es aumentar la presión de entrada del aire a tal punto que cuando alimente la torre de enfriamiento, ésta sea de una forma apropiada al proceso.

Por optimización económica, costos de capital y de energía, se utilizan 5 compresores con enfriamiento intermedio.

6.2.1 Balance de Energía.

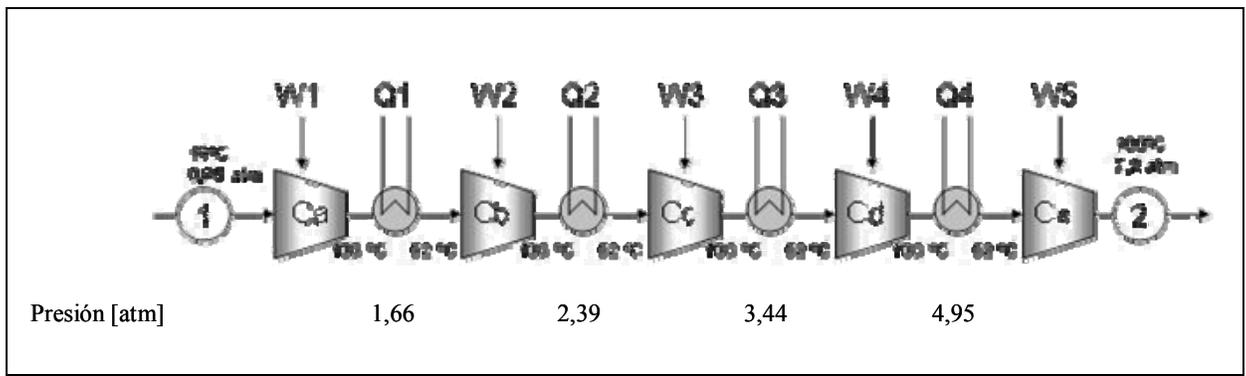


Figura 6.1 Diagrama de Flujo del Compresor C1.

La Base de Entalpía es 25°C y Estado Gas.

Entalpía de Flujos Intermedios.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía H [KJ/h]
1	18	0,85	-559.840,69
Total			-559.840,69

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía H [KJ/h]
1a	100	1,66	5.869.038,78
Total			5.869.038,78

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía H [KJ/h]
1b	52	1,66	2.108.079,17
Total			2.108.079,17

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía H [KJ/h]
1c	100	2,39	5.869.038,78
Total			5.869.038,78

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía H [KJ/h]
1d	52	2,39	2.108.079,17
Total			2.108.079,17

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía H [KJ/h]
1e	100	3,45	5.869.038,78
Total			5.869.038,78

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía H [KJ/h]
1f	52	3,45	2.108.079,17
Total			2.108.079,17

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía H [KJ/h]
1g	100	4,98	5.869.038,78
Total			5.869.038,78

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía H [KJ/h]
1h	52	4,98	2.108.079,17
Total			2.108.079,17

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía H [KJ/h]
2	100	7,2	5.869.038,78
Total			5.869.038,78

El Trabajo (W1) necesario para comprimir el aire que entra al compresor Ca es:

Hs	5.869.038,78
He	-559.840,69
W1 = Hs - He	6.428.879,47

El trabajo requerido en el compresor Ca, Cb, Cc, Cd y Ce es (W):

Hs	5.869.038,78
He	2.108.079,17
W = Hs - He	3.760.959,61

El calor retirado (Q) para enfriar aire desde 100°C a 52°C, siendo $Q=Q1=Q2=Q3=Q4$ es:

Hs	2.108.079,17
He	5.869.038,78
Q = Hs - He	-3.760.959,61

Para retirar el calor con agua de enfriamiento, se necesita en cada intercambiador de calor un flujo de **41,6 [m³/h de agua]**.

6.3 Torre de Enfriamiento y Lavado I1 y I2.

En esta torre de absorción, se produce el lavado del flujo de aire, utilizando agua, el objetivo es arrastrar la mayor cantidad posible de impurezas que están presentes en el aire (para esta parte del proceso, interesa eliminar un alto porcentaje de SO_2).

Además el agua produce el enfriamiento del aire que ingresa a la torre, lo cual permite que el flujo de salida de ésta, posea una temperatura mucho menor a la que tenía este flujo a la entrada, con lo cual el flujo de salida, alimenta al siguiente proceso (adsorbedores) a una temperatura aproximada a los 20°C .

6.3.1 Balance de Energía.

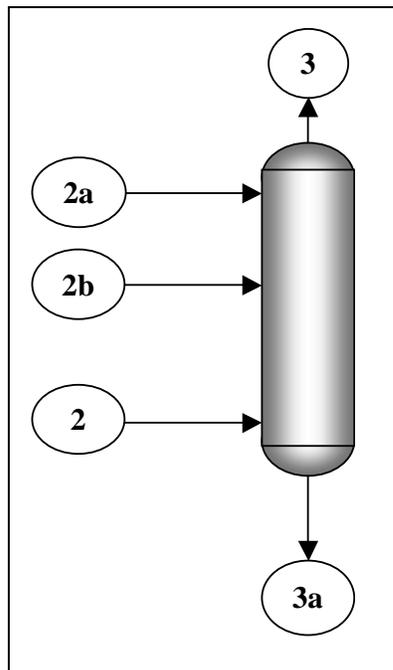


Figura 6.2 Diagrama de Flujo de la Torre de Enfriamiento y Lavado.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
2	100	7,20	5.869.038,77
2a	18	7,18	-252.383.117,58
2b	18	7,18	-75.714.935,27
Total Entrada			-322.229.014,08

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
3	20	7,18	-397.088,99
3a	30,09	7,18	-321.831.925,09
Total Salida			-322.229.014,08

Hs	-322.229.014,08
He	-322.229.014,08
Q = Hs - He	0

6.4 Columnas de Purificación A1 y A2.

6.4.1 Balance de Energía.

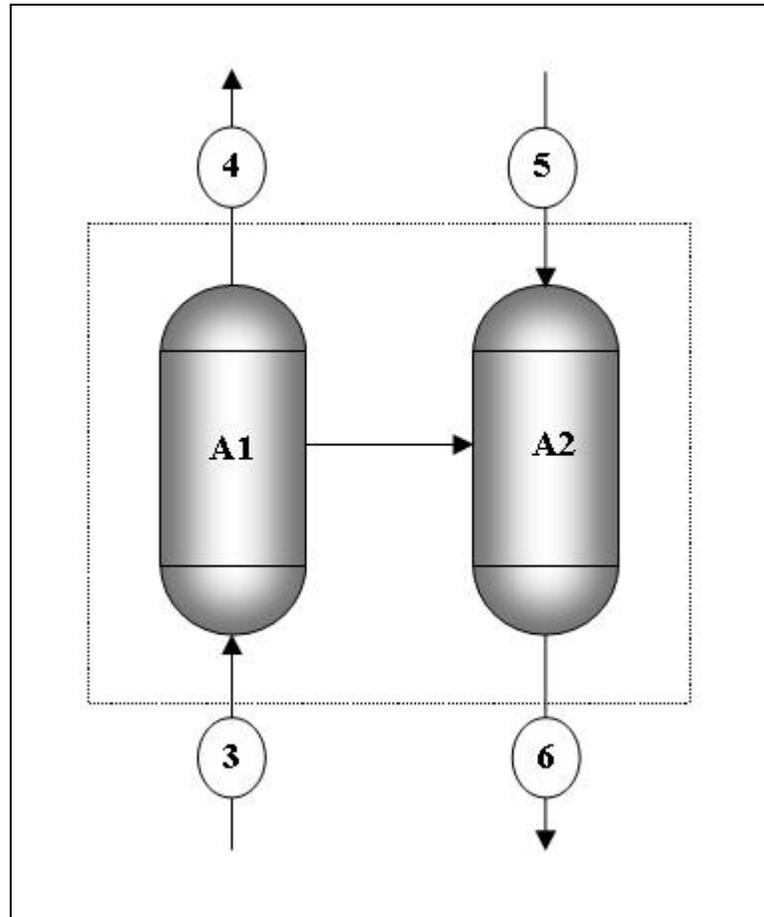


Figura 6.3 Diagrama de Flujo de las Botellas de Purificación.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
3	20	7,18	-397.088,99
5	250	1,18	6.555.087,37
Total Entrada			6.157.998,38

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
4	30	6,91	385.639,77
6	208,67	0,85	5.772.358,61
Total Salida			6.157.998,38

Hs	6.157.998,38
He	6.157.998,38
Q = Hs - He	0

6.5 Calefactor Eléctrico para Regeneración.

La función del calefactor es elevar la temperatura del flujo que alimenta al adsorbedor, para que así el N₂ provoque la regeneración adecuada del relleno.

6.5.1 Balance de Energía.

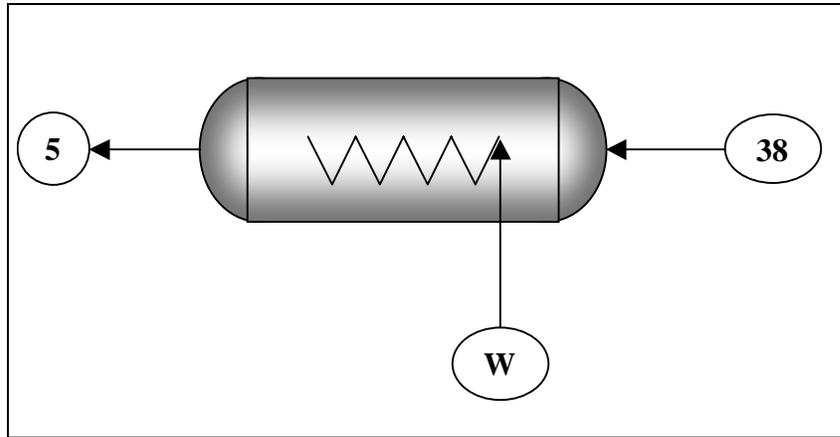


Figura 6.4 Diagrama de Flujo del Calefactor Eléctrico para Regeneración.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
38	18	1,35	-201.965,39
Total Entrada			-201.965,39

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
5	250	1,18	6.555.087,37
Total Salida			6.555.087,37

Hs	6.555.087,37
He	-201.965,39
W = Hs - He	6.757.052,76

6.6 Compresor C2/C3.

6.6.1 Balance de Energía.

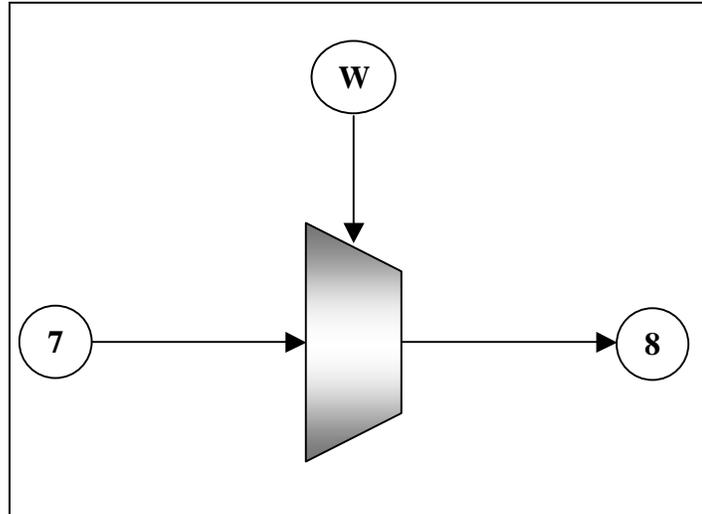


Figura 6.5 Diagrama de Flujo del Compresor C2/C3.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
7	30	6,91	106.537,86
Total Entrada			106.537,86

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
8	73,20	9,70	1.028.872,08
Total Salida			1.028.872,08

Hs	1.028.872,08
He	106.537,86
Q = Hs - He	922.334,22

6.7 Intercambiador I3.

6.7.1 Balance de Energía.

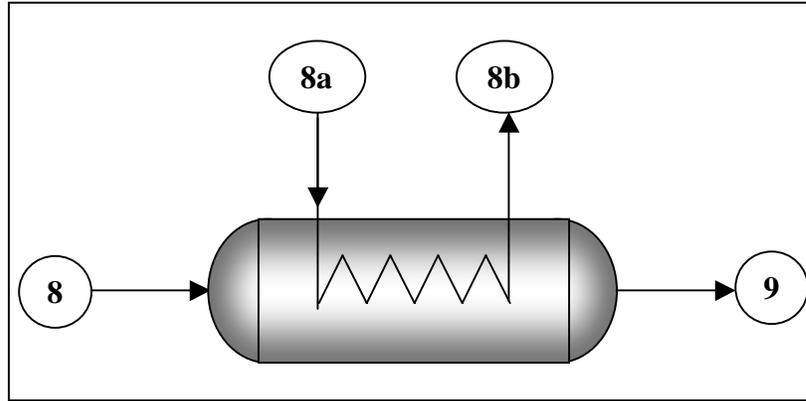


Figura 6.6 Diagrama de Flujo del Intercambiador I3.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
8	73,20	9,70	1.028.872,08
8a	18	9,57	-25.057.800,90
Total Entrada			-24.028.928,82

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
8b	38,17	9,57	-24.135.466,68
9	30	9,57	106.537,86
Total Salida			-24.028.928,82

Hs	-24.028.928,82
He	-24.028.928,82
Q = Hs - He	0

6.8 Turbina de Expansión E1/E2.

6.8.1 Balance de Energía.

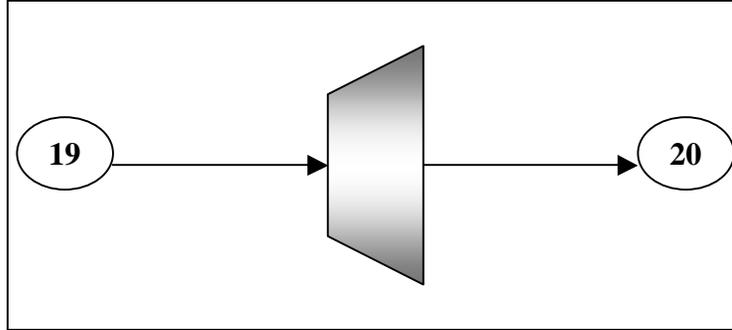


Figura 6.7 Diagrama de Flujo de la Turbina de Expansión.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
19	-70	6,55	-1.662.493,40
Total Entrada			-1.662.493,40

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
20	-134,10	1,24	-2.784.607,70
Total Salida			-2.784.607,70

Hs	-2.784.607,70
He	-1.662.493,40
W = Hs - He	-1.122.114,30

6.9 Intercambiador I4.

6.9.1 Balance de Energía.

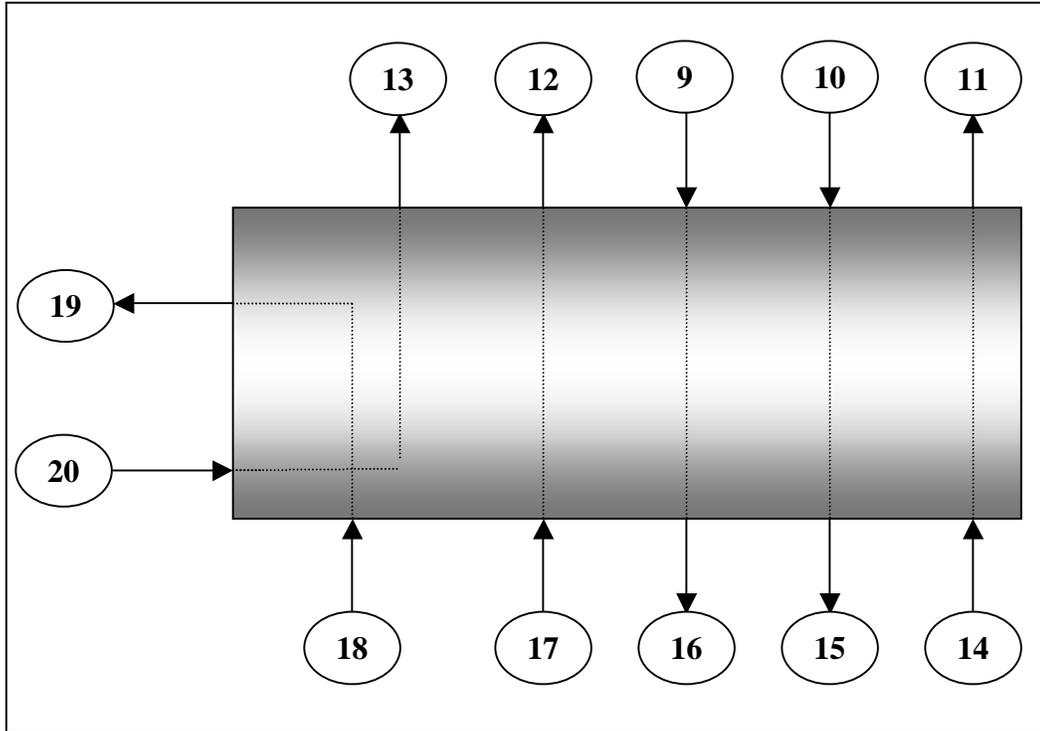


Figura 6.8 Diagrama de Flujo del Intercambiador I4.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
9	30	9,57	106.537,86
10	30	6,91	279.101,92
14	-168,46	3,75	-2.868.880,10
17	-172,80	1,60	-8.765.776,73
18	-175,15	6,61	-3.504.643,09
20	-134,10	1,24	-2.784.607,70
Total Entrada			-17.538.267,84

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
11	18	3,65	-104.782,22
12	18	1,35	-310.436,70
13	18	1,10	-122.622,32
15	-170,23	6,71	-11.075.738,15
16	-165,32	9,49	-4.262.193,02
19	-70	6,55	-1.662.493,40
Total Salida			-17.538.265,81

Hs	-17.538.265,81
He	-17.538.267,84
Q = Hs - He	2,04

6.10 Intercambiador I8 y Separador Líquido - Gas B1.

6.10.1 Balance de Energía.

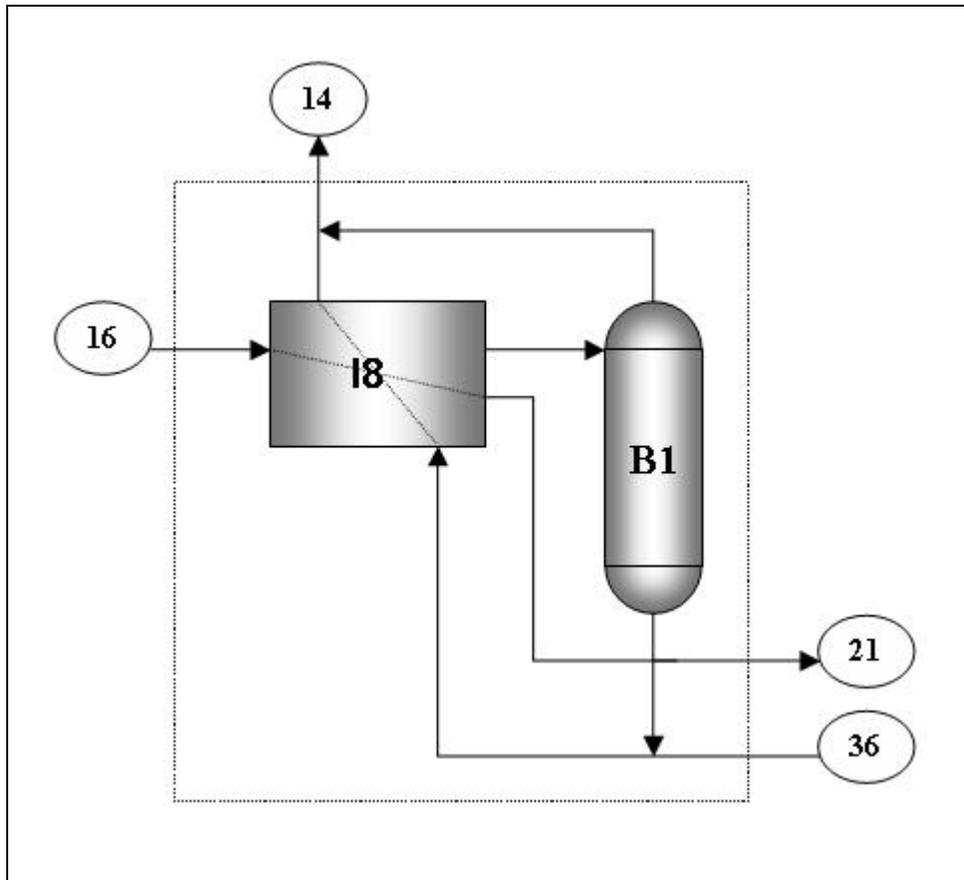


Figura 6.9 Diagrama de Flujo del Intercambiador I8 y Separador L - G B1.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
16	-165,32	9,49	-4.262.193,02
36	-175,47	3,80	-6.284.534,81
Total Entrada			-10.546.727,83

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
14	-168,46	3,75	-2.868.880,10
21	-172	9,44	-7.677.847,73
Total Salida			-10.546.727,83

Hs	-10.546.727,83
He	-10.546.727,83
Q = Hs - He	0

6.11 Columna de Alta Presión T1.

Las corrientes (24) y (15) son mezclas líquido-vapor, y están compuestas a la vez por concentraciones de O_2 y N_2 , bastante similares. Ingresan a la columna con una presión aproximada de 6 [atm], obteniéndose tres corrientes, la corriente (18) que contiene en su totalidad N_2 gaseoso el cual es enviado al intercambiador principal (I4) para enfriar los demás flujos de entrada. La corriente (26) posee un 94% de N_2 en estado líquido, el cual se envía al subenfriador (I5). Y la corriente (27) que es una mezcla O_2 y N_2 líquido la cual sirve de refrigerante en el intercambiador (I6).

6.11.1 Balance de Energía.

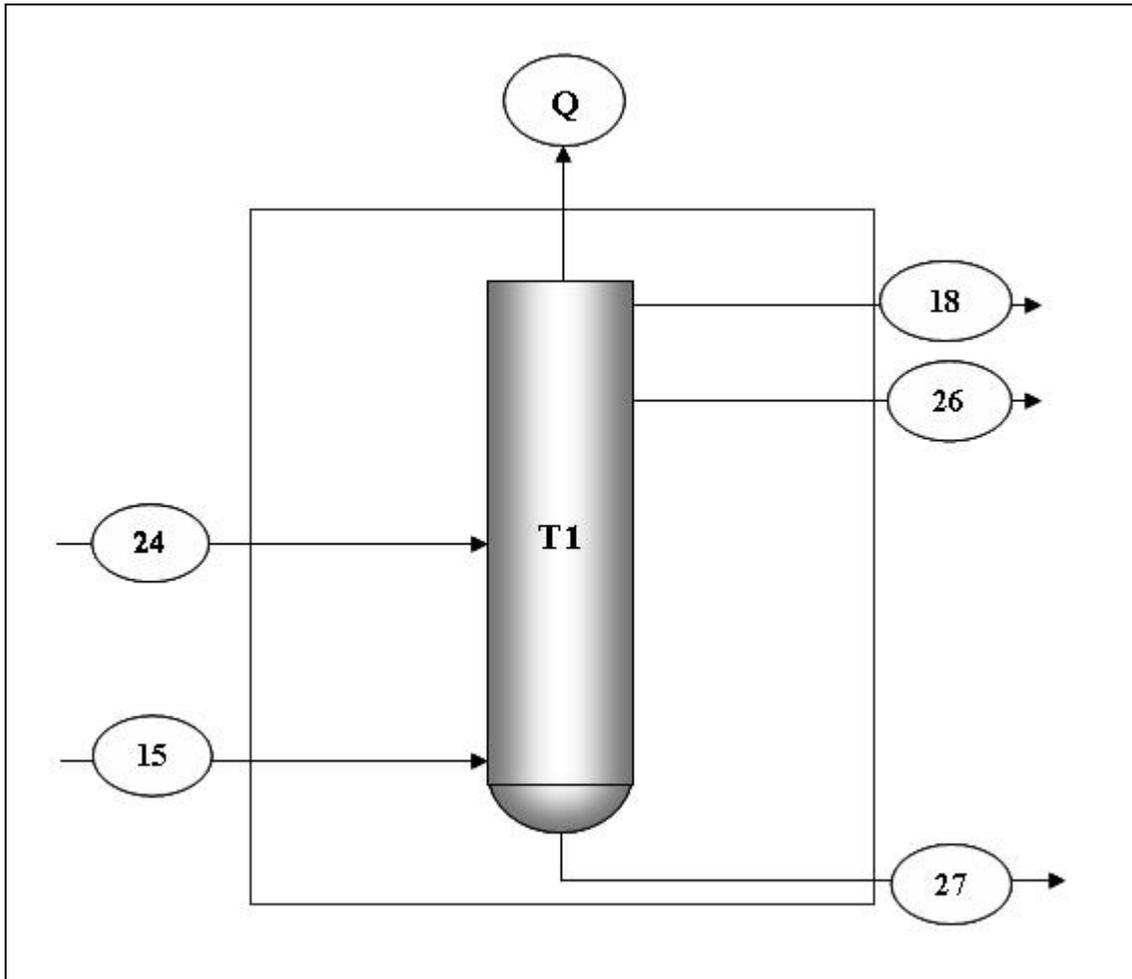


Figura 6.10 Diagrama de Flujo de la Columna de Alta Presión.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
15	-170,23	6,71	-11.075.738,15
24	-173,05	6,68	-3.509.071,89
Total Entrada			-14.584.810,04

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
18	-175,15	6,61	-3.504.643,09
26	-174,83	6,64	-5.114.294,78
27	-170,83	6,74	-12.447.328,41
Total Salida			-21.066.266,28

Hs	-21.066.266,28
He	-14.584.810,04
Q = Hs - He	-6.481.456,25

El calor Q es el calor retirado desde la columna inferior y que es utilizado en la columna superior.

6.12 Subenfriador I5.

El N₂ gaseoso que se obtiene de la columna de baja presión, es subenfriado gracias a la corriente (26), la cual contiene aproximadamente sobre un 90% de N₂ líquido el cual fue obtenido por medio de destilación en la columna (T1).

6.12.1 Balance de Energía.

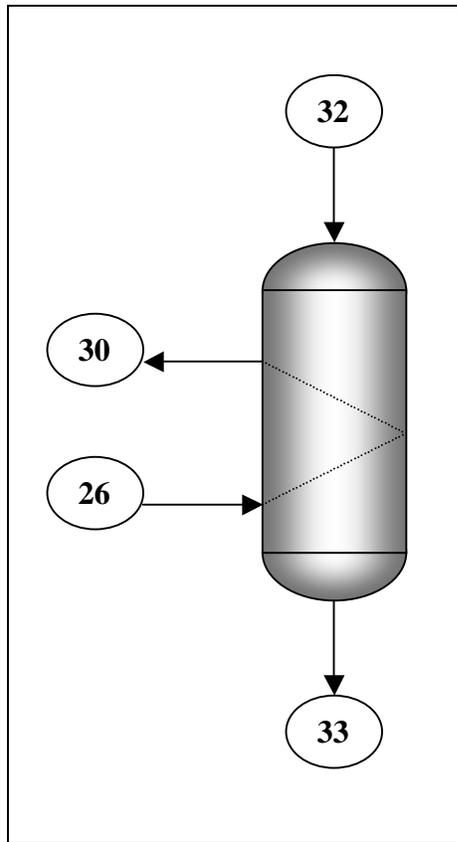


Figura 6.11 Diagrama de Flujo del Subenfriador.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
26	-174,83	6,64	-5.114.294,78
32	-190,11	1,65	-9.535.604,75
Total Entrada			-14.649.899,53

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
30	-188	6,61	-5.646.807,77
33	-178,14	1,63	-9.003.092,75
Total Salida			-14.649.900,52

Hs	-14.649.900,52
He	-14.649.899,53
Q = Hs - He	-0,99

6.13 Enfriador I6.

6.13.1 Balance de Energía.

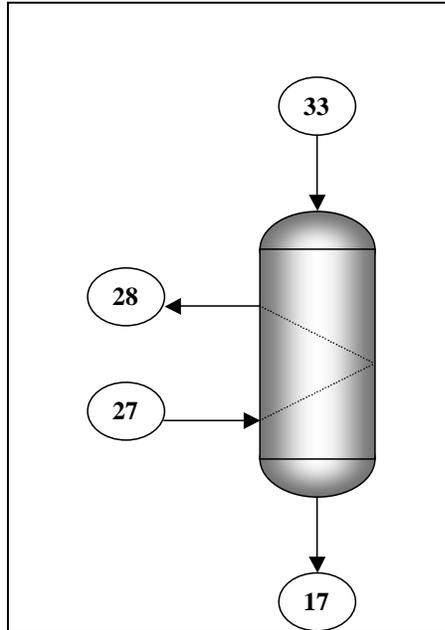


Figura 6.12 Diagrama de Flujo del Enfriador.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
27	-170,83	6,74	-12.447.328,56
33	-178,14	1,63	-9.003.092,75
Total Entrada			-21.450.421,31

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
17	-172,80	1,60	-8.765.776,75
28	-173,20	6,71	-12.684.645,27
Total Salida			-21.450.422,02

Hs	-21.450.422,02
He	-21.450.421,31
Q = Hs - He	-0,71

6.14 Columna de Baja Presión T2.

6.14.1 Balance de Energía.

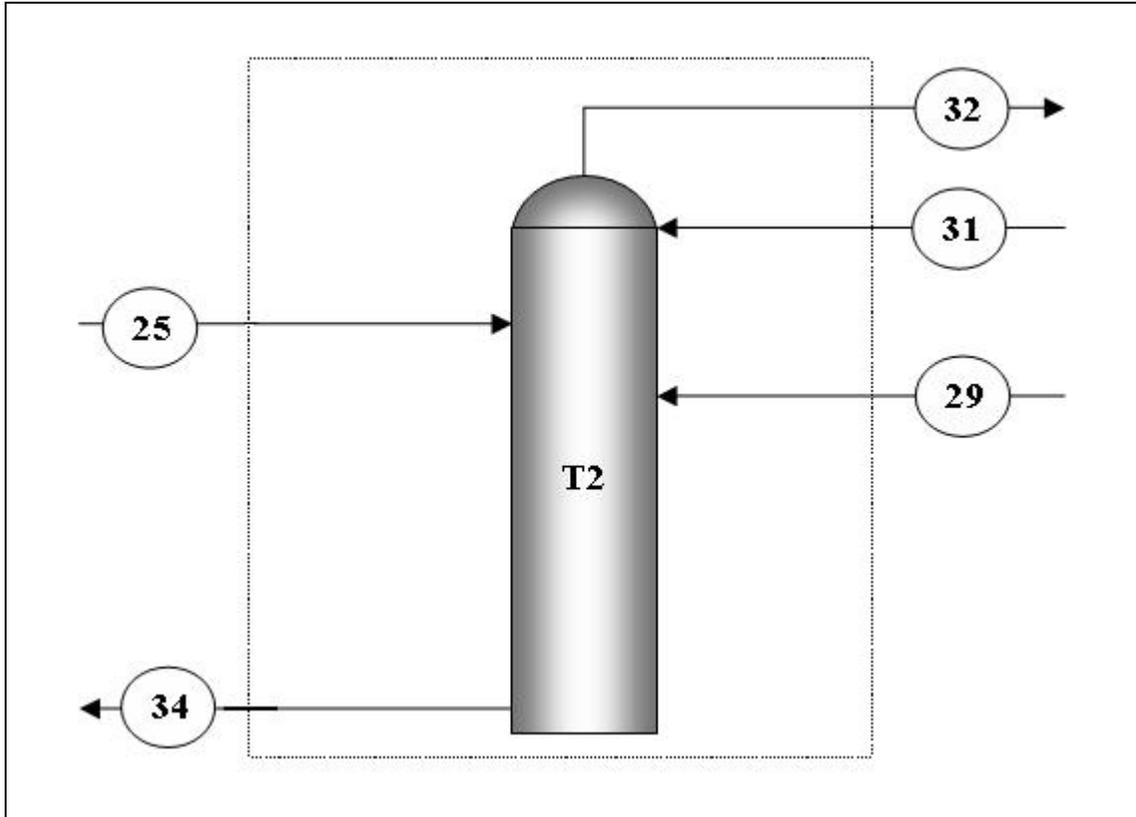


Figura 6.13 Diagrama de Flujo de la Columna de Baja Presión.

Flujos de Entrada.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía He [KJ/h]
25	-188,92	1,68	-4.168.775,19
29	-186,45	1,78	-12.684.647,44
31	-190,83	1,65	-5.646.808,69
Total Entrada			-22.500.231,32

Flujos de Salida.

Flujo Número	Temperatura [°C]	Presión [atm]	Entalpía Hs [KJ/h]
32	-190,11	1,65	-9.535.604,75
34	-177,85	1,79	-6.483.168,51
Total Salida			-16.018.773,26

Hs	-16.018.773,26
He	-22.500.231,32
Q = Hs - He	6.481.458,06

CAPITULO VII

DISEÑO Y SELECCION DE EQUIPOS

7. DISEÑO Y SELECCION DE EQUIPOS.

7.1 Introducción.

En este capítulo se muestra el diseño de los equipos principales de la Planta de Oxígeno, y a su vez se muestran los equipos seleccionados.

Se ha supuesto para el diseño de los equipos una vida útil de 10 años.

Para el caso de los equipos de aleación metálica se ha seguido la metodología de cálculo propuesta por Brownell & Young^(Ref. 12).

Los principales equipos del proceso son:

- Filtro.
- Compresores.
- Intercambiadores de Calor.
- Bombas.
- Torre de Absorción.
- Adsorbedores.
- Calefactor Eléctrico.
- Turbina de Expansión.
- Válvulas de Expansión.
- Columna de Doble Destilación.
- Estanques de Almacenamiento.

7.2 Filtros.

Se utilizarán Filtros de Mangas, los cuales son considerados para la separación sólido-gas mediante un medio poroso. Su función consiste en recoger las partículas sólidas que arrastra una corriente gaseosa, esto se consigue haciendo pasar dicha corriente a través de un tejido.

El tamaño de las partículas a separar por los filtros de mangas será entre 2 y 30 [μm]. Sin embargo, no es usual disponer de medios filtrantes con poros tan pequeños como para retener las partículas que transporta el gas, debido a que los diámetros de éstas son extraordinariamente pequeños. Por tanto, la filtración no comienza a efectuarse de manera efectiva hasta que no se han acumulado una cierta cantidad de partículas sobre la superficie de la bolsa en forma de torta filtrante.

Así puede decirse que el sistema de filtración que se da en los filtros de mangas es análogo al de los filtros de torta, donde el medio filtrante actúa únicamente como soporte de la torta y es ésta la que realiza realmente la operación.

7.2.1 Operación de Filtración.

- Una corriente de gas cargado de polvo entra al equipo, choca contra una serie de paneles y se divide en varias corrientes.
- Las partículas más gruesas se depositan directamente en el fondo del filtro.
- Las partículas finas se depositan en la superficie del tejido cuando el gas pasa a través de la bolsa.

Los dos parámetros fundamentales a considerar en el diseño de un filtro de mangas son la velocidad del gas y la pérdida de carga. La velocidad del gas es bastante reducida, por lo que se considera flujo laminar, y se puede aplicar la ecuación de Darcy para calcular la velocidad de circulación del gas.

$$v = \frac{k}{\mu} \cdot \frac{\Delta P}{\Delta x} \quad (\text{ec. 7.1})$$

Donde k es la permeabilidad del material filtrante, que en la mayoría de los casos se determina de manera experimental.

La velocidad a la que los gases pasan por la tela debe ser baja, normalmente entre 0,005 y 0,03 [m/s], para evitar una excesiva compactación de la torta de sólidos con la consiguiente elevación de la pérdida de carga, o para impedir la rotura local del lecho filtrante que permitiría el paso de partículas grandes a través del filtro.

Para mantener una velocidad aproximadamente constante es evidente que se debe aumentar la presión a medida que aumenta el espesor de la torta. Para realizar esta función de aumento de la presión se dispone de un compresor, que se encargará de impulsar el aire. ^(Ref. 36)

7.3 Compresores.

7.3.1 Compresor C1.

Las características principales del compresor C1, fueron diseñadas para un compresor centrífugo multietapas (Perry pág. 10-45 5^{ta} Ed. Digital), se supone compresión adiabática, esto se resume en la siguiente tabla:

Fluido Transportado	Aire	
Flujo	63.906,47	[m ³ /h]
Presión Entrada	0,85	[atm]
Presión Salida	7,20	[atm]
T° de Entrada	18	[°C]
T° de Salida	100	[°C]
Etapas de Compresión	5	
Potencia Requerida	7.891,21	[HP]

El compresor constará con cuatro etapas de enfriamiento entre las etapas de compresión, para todas ellas los intercambiadores tendrán las mismas características:

Etapas	Calor Retirado [KJ/h]
I	3.760.959,61
II	3.760.959,61
III	3.760.959,61
IV	3.760.959,61

a. Cálculo de la Temperatura Isontrópica de la Etapa I (T'_2).-

$$T'_2 = (T_2 - T_1) \cdot \eta + T_1 \quad (\text{ec. 7.2})$$

Donde:

$$\begin{aligned} T_1 &= 18 \text{ [}^\circ\text{C]} \\ T_2 &= 100 \text{ [}^\circ\text{C]} \\ P_1 &= 0,85 \text{ [atm]} \\ \eta &= 0,75 \text{ (eficiencia de compresión)} \end{aligned}$$

Por lo tanto:

$$T'_2 = 79,5 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

b. Cálculo de la Presión de Salida de la Etapa I (P_2).-

$$P_2 = P_1 \cdot \left(\frac{T'_2}{T_1} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (\text{ec. 7.3})$$

Donde:

$$\begin{aligned} P_1 &= 0,85 \text{ [atm]} \\ T_1 &= 18 \text{ [}^\circ\text{C]} \\ T'_2 &= 79,35 \text{ [}^\circ\text{C]} \\ k &= 1,4 \end{aligned}$$

Por lo tanto:

$$P_2 = 1,66 \text{ [atm]}$$

c. Balance de Energía para la Etapa I.-

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{ec. 7.4})$$

Donde:

$$m = 2.656.847,79 \text{ [moles/h]}$$

$$C_p = 29,10 \text{ [J/mol}\cdot\text{K]}$$

$$T_1 = 18 \text{ [}^\circ\text{C]} = 291,15 \text{ [K]}$$

$$T_2 = 100 \text{ [}^\circ\text{C]} = 373,15 \text{ [K]}$$

Por lo tanto:

$$Q = 6.339.770,20 \text{ [KJ/h]}$$

Y esto equivale a:

$$\text{Pot} = 2.361,59 \text{ [HP]}$$

d. Cálculo del la Temperatura Isontrópica de la Etapa II (T'_2)-

Donde:

$$T_1 = 52 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$T_2 = 100 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$P_1 = 1,66 \text{ [atm]}$$

$$\eta = 0,75 \text{ (eficiencia de compresión)}$$

Por lo tanto:

$$T'_2 = 87,85 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

e. Cálculo de la presión de salida de la Etapa II (P₂).

Donde:

$$P_1 = 1,66 \text{ [atm]}$$

$$T_1 = 52 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$T'_2 = 87,85 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$k = 1,4$$

Por lo tanto:

$$P_2 = 2,39 \text{ [atm]}$$

f. Balance de Energía para la Etapa I.

Donde:

$$m = 2.656.847,79 \text{ [moles/h]}$$

$$C_p = 29,10 \text{ [J/mol}\cdot\text{K]}$$

$$T_1 = 52 \text{ [}^\circ\text{C]} = 325,15 \text{ [K]}$$

$$T_2 = 100 \text{ [}^\circ\text{C]} = 373,15 \text{ [K]}$$

Por lo tanto:

$$Q = 3.711.084,99 \text{ [KJ/h]}$$

Y esto equivale a:

$$\text{Pot} = 1.382,40 \text{ [HP]}$$

Las otras tres etapas de compresión tienen las mismas características de la Etapa II, por lo tanto, el calor retirado de las Etapas de Compresión será:

Etapas	Calor Retirado [KJ/h]
I	6.339.770,20
II	3.711.084,99
III	3.711.084,99
IV	3.711.084,99
V	3.711.084,99
Calor Retirado Etapas	21.184.110,17

Por lo tanto, la potencia total requerida por los intercambiadores de calor que se encuentran entre las etapas de compresión es:

$$P_{\text{Total Etapas de Compresión}} = 7.891,21 \text{ [HP]}$$

7.3.2 Compresor C2/C3.

Las características principales del compresor C2/C3, fueron diseñadas por el Software de Simulación HYSYS (el diagrama se encuentra en la Figura 1 del Anexo V) y se resume en la siguiente tabla:

Fluido Transportado	Mezcla (N ₂ , O ₂ y Ar)	
Flujo	21.203,55	[Kg/h]
Presión Entrada	6,91	[atm]
Presión Salida	9,70	[atm]
T° de Entrada	30	[°C]
T° de Salida	73,20	[°C]
Etapas de Compresión	1	
Eficiencia	0,75	
W	922.334,22	[KJ/h]
W _{real}	1.229.778,96	[KJ/h]
Potencia Requerida	458	[HP]

7.4 Intercambiadores de Calor.

El diseño del Intercambiador I-a se realizará a modo de ejemplo de cálculo, las características de diseño de los demás intercambiadores serán mostradas en una tabla resumen.

Los intercambiadores I-a, I-b, I-c y I-d se utilizarán en las etapas del compresor C1 para enfriar la solución de Aire proveniente del filtro, mediante agua de enfriamiento. El valor del factor de obstrucción permitido, se obtiene de la Tabla 1 del Anexo IV; el cual se ha estimado en 0,003 [h·pie²·°F/Btu].

7.4.1 Intercambiador de Calor I-a.

a. Balance de Energía.

La ecuación principal involucrada en el balance de energía es la siguiente:

$$\boxed{Q = W \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2) = w \cdot c_p \cdot (t_2 - t_1)} \quad (\text{ec. 7.6})$$

Donde:

Q = Flujo de calor, [BTU/h].

W = Flujo de fluido caliente, [lb/h].

C_p = Capacidad calorífica del fluido caliente, [BTU/lb·°F].

T₁ = Temperatura de entrada del fluido caliente, [°F].

T₂ = Temperatura de salida del fluido caliente, [°F].

w = Flujo de fluido frío, [lb/h].

C_p = Capacidad calorífica del fluido frío, [BTU/lb·°F].

t₁ = Temperatura de entrada del fluido frío, [°F].

t₂ = Temperatura de salida del fluido frío, [°F].

Datos:

$$W = 170.279 \text{ [lb/h]}$$

$$T_1 = 211,7 \text{ [°F]}$$

$$T_2 = 125,3 \text{ [°F]}$$

$$t_1 = 67,7 \text{ [°F]}$$

$$t_2 = 89,3 \text{ [°F]}$$

Para desarrollar el diseño de cualquier equipo, primero se debe conocer las propiedades de los flujos involucrados, los cuales se calculan con las temperaturas calóricas respectivas^(ref. 15) ($T_m = 168 \text{ [°F]}$ y $t_m = 78 \text{ [°F]}$):

	Aire	Agua	
k	0,024	0,381	[BTU/h·pie·°F]
μ	0,019	1	[cp]
Cp	0,25	1	[BTU/lb·°F]
ρ	0,0765	62,4	[lb/pie ³]

Donde:

k = Conductividad térmica, [BTU/h·pie·°F].

μ = Viscosidad, [cp].

Cp = Capacidad calorífica, [BTU/lb·°F].

ρ = Densidad, [lb/pie³].

Evaluando:

$$Q = 3.678.016 \text{ [BTU/h]}$$

$$w = 170.279 \text{ [lb/h]}$$

b. Cálculo de la Diferencia de Temperatura.

Para el cálculo de la diferencia de temperatura se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{LN \cdot \left(\frac{(T_1 - t_2)}{T_2 - t_1} \right)} \quad (\text{ec. 7.7})$$

$$\Delta T = F_T \cdot \Delta T_{LMTD} \quad (\text{ec. 7.8})$$

Donde:

ΔT_{LMTD} = Media logarítmica de la diferencia de temperaturas, [°F].

T_1 = Temperatura de entrada del fluido caliente, [°F].

T_2 = Temperatura de salida del fluido caliente, [°F].

t_1 = Temperatura de entrada del fluido frío, [°F].

t_2 = Temperatura de salida del fluido frío, [°F].

ΔT = Diferencia verdadera de temperaturas, [°F].

F_T = Factor de diferencia de temperatura o factor de corrección.

El valor de F_T ^(ref. 15), se obtiene con los valores de R y S, obteniéndose el tipo de intercambiador utilizado que se describen como:

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \quad (\text{ec. 7.9})$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \quad (\text{ec. 7.10})$$

Evaluando:

$$\Delta T_{LMTD} = 85,97 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$R = 4,00 \text{ y } S = 0,15$$

$$F_T = 0,99$$

$$\Delta T = 85,11 \text{ }^\circ\text{F}$$

c. Cálculo del Area del Intercambiador.

Para el cálculo del área del intercambiador se utiliza la siguiente ecuación:

$$\boxed{A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T}} \quad (\text{ec. 7.11})$$

Donde:

A = Superficie de transferencia de calor, [pie²].

Q = Flujo de calor, [BTU/h].

ΔT = Diferencia verdadera de temperaturas, [°F].

U = Coeficiente global de transferencia de calor, [BTU/h·pie²·°F].

El U se estima de la Tabla 2 del Anexo IV, el cual se va a considerar un U = 50 [BTU/h·pie²·°F], y luego evaluando:

$$A = 864,32 \text{ [pie}^2\text{]}$$

d. Cálculo del Número de Tubos.

Este cálculo se hace mediante la siguiente ecuación:

$$\boxed{N_T = \frac{A}{a' \cdot L}} \quad (\text{ec. 7.12})$$

Donde:

N_T = Número de tubos.

A = Superficie de transferencia de calor, [pie²].

L = Largo de los tubos, [pie].

a' = Superficie por pie lineal, [pie²/pie lineal].

Los datos mostrados a continuación se obtienen de la Tabla 4 del Anexo IV, los cuales muestran la selección de equipos:

Tubos Seleccionados	13	BWG
D_O	1 ½	[pulg]
D_I	1,31	[pulg]
a''	1,35	[pulg ²]
a'	0,3925	[pie ² /pie lineal]
L	13	[pie]

Evaluando:

$$N_T = 169,39$$

$$N_{TReal} = 170$$

e. Fluido del lado de los Tubos (Agua).

La disposición de los tubos se obtiene de la Tabla 5 del Anexo IV.

Arreglo	Cuadrado
Pitch	1,875 [pulg]
N_{Pasos}	8
N_T real	176
D_S	35 [pulg]

Para realizar los cálculos del lado de los tubos se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$a_T = \frac{N_T \cdot a''}{144 \cdot N_{PASOS}} \quad (\text{ec. 7.13})$$

Donde:

a_T = Area de flujo por los tubos, [pie²].

N_T = Número de tubos.

a'' = Area de flujo por tubos, [pulg²].

N_{PASOS} = Número de pasos en los tubos.

$$G_T = \frac{w}{a_T} \quad (\text{ec. 7.14})$$

Donde:

G_T = Masa de velocidad en los tubos, [lb/h·pie²].

w = Fluido frío, [lb/h].

$$v = \frac{G_T}{3600 \cdot \rho} \quad (\text{ec. 7.15})$$

Donde:

v = Velocidad en los tubos, [pie/s].

ρ = Densidad, [lb/pie³].

Evaluando:

$$a_T = 0,206 \text{ [pie}^2\text{]}$$

$$G_T = 825.593 \text{ [lb/h·pie}^2\text{]}$$

La velocidad debe cumplir con la siguiente relación:

$$3 < v < 8 \text{ [pie / s]}$$

$$v = 3,68 \text{ [pie/s]}$$

El valor de h_i se obtiene de la sgte. ecuación:

$$\frac{h_i \cdot D_i}{k} = 0,027 \cdot \left(\frac{D_i \cdot G_T}{\mu} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{ec. 7.16})$$

Donde:

h_i = Coeficiente de transferencia de calor para flujo interior, [BTU/h·pie²·°F].

D_i = Diámetro interior de los tubos, [pulg].

k = Conductividad térmica, [BTU/h·pie·°F].

G_T = Masa de velocidad en los tubos, [lb/h·pie²].

μ = Viscosidad, [cp].

Cp = Capacidad calorífica, [BTU/lb·°F].

μ/μ_w = Razón de viscosidad.

$$h_{iO} = h_i \cdot \frac{D_i}{D_o} \quad (\text{ec. 7.17})$$

Donde:

h_{iO} = Valor de h_i cuando se refiere al diámetro exterior, [BTU/h·pie²·°F].

D_i = Diámetro interior de los tubos, [pulg].

D_o = Diámetro exterior de los tubos, [pulg].

Evaluando:

$$h_i = 744,04 \text{ [BTU/h·pie}^2\text{·°F]}$$

$$h_{iO} = 649,80 \text{ [BTU/h·pie}^2\text{·°F]}$$

f. Fluido del lado de la Carcaza (Aire).

Para realizar los cálculos del lado de la carcaza se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$C' = Pitch - D_o \quad (\text{ec. 7.18})$$

Donde:

C' = Espaciamiento entre los tubos, [pulg].

Pitch = Arreglo de los tubos en la carcaza, [pulg].

D_o = Diámetro exterior de los tubos, [pulg].

$$a_s = \frac{D_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pitch} \quad (\text{ec. 7.19})$$

Donde:

a_s = Area de flujo en la carcaza, [pie²].

D_s = Diámetro interno carcaza, [pulg].

B = Espaciamiento de los deflectores, [pulg].

$$G_s = \frac{W}{a_s} \quad (\text{ec. 7.20})$$

Donde:

G_s = Velocidad másica en la carcaza o Densidad de flujo másico, [lb/h·pie²].

W = Fluido caliente, [lb/h].

Evaluando:

$$C = 0,3750 \text{ [pulg]}$$

$$a_s = 0,911 \text{ [pie}^2\text{]}$$

$$G_s = 186.922 \text{ [lb/pie}^2\text{·h]}$$

El valor de h_o se obtiene de la sgte. ecuación:

$$\boxed{\frac{h_o \cdot D_e}{k} = 0,36 \cdot \left(\frac{D_e \cdot G_s}{\mu}\right)^{0,55} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}} \quad (\text{ec. 7.21})$$

Donde:

h_o = Coeficiente de transferencia de calor para flujo exterior, [BTU/h·pie²·°F].

D_e = Diámetro de espaciamento entre los tubos, [pulg].

k = Conductividad térmica, [BTU/h·pie·°F].

G_s = Masa de velocidad en la carcaza, [lb/h·pie²].

μ = Viscosidad, [cp].

Cp = Capacidad calorífica, [BTU/lb·°F].

μ/μ_w = Razón de viscosidad.

$$\boxed{U_C = \frac{(h_o \cdot h_{IO})}{(h_o + h_{IO})}} \quad (\text{ec. 7.22})$$

Donde:

U_C = Coeficiente global de transferencia de calor limpio, [BTU/h·pie²·°F].

h_o = Coeficiente de transferencia de calor para flujo exterior, [BTU/h·pie²·°F].

h_{IO} = Valor de h_i cuando se refiere al diámetro exterior, [BTU/h·pie²·°F].

$$\boxed{A_{Real} = N_T \text{ real} \cdot L \cdot a'} \quad (\text{ec. 7.23})$$

Donde:

A_{Real} = Superficie de transferencia de calor real, [pie²].

N_T real = Número de tubos reales.

L = Largo de los tubos, [pie].

a' = Superficie por pie lineal, [pie²/pie lineal].

$$U_D = \frac{Q}{A_{Real} \cdot \Delta T} \quad (\text{ec. 7.24})$$

Donde:

U_D = Coeficiente global de transferencia de calor de diseño, [BTU/h·pie²·°F].

Q = Flujo de calor, [BTU/h].

ΔT = Diferencia verdadera de temperaturas, [°F].

Evaluando:

$$h_o = 56,85 \text{ [BTU/h}\cdot\text{pie}^2\cdot\text{°F]}$$

$$U_C = 52,28 \text{ [BTU/h}\cdot\text{pie}^2\cdot\text{°F]}$$

$$A_{Real} = 898,04 \text{ [pie}^2\text{]}$$

$$U_D = 48,12 \text{ [BTU/h}\cdot\text{pie}^2\cdot\text{°F]}$$

El valor de R_d se obtiene de la sgte. ecuación:

$$R_d = \frac{(U_C - U_D)}{(U_C \cdot U_D)} \quad (\text{ec. 7.25})$$

Donde:

R_d = Factor de obstrucción, [BTU/h·pie²·°F].

U_C = Coeficiente global de transferencia de calor limpio, [BTU/h·pie²·°F].

U_D = Coeficiente global de transferencia de calor de diseño, [BTU/h·pie²·°F].

Evaluando:

$$Rd = 0,0017 \text{ [h}\cdot\text{pie}^2\cdot\text{°F/BTU]}$$

El equipo se diseño en forma adecuado desde el punto de vista de la transferencia de calor, debido a que el $Rd_{Calculado} > Rd_{Permitido}$.

g. Cálculo de Caída de Presión en los Tubos.

Para el cálculo de las caídas de presión en los tubos se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$\Delta P_T = \frac{f \cdot G_T^2 \cdot L \cdot N_{PASOS}}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot S \cdot \phi} \quad (\text{ec. 7.26})$$

Donde:

ΔP_T = Caída de presión en los tubos, [psi].

f = Factor de fricción en los tubos, [pie²/pulg²].

G_T = Masa de velocidad, [lb/h·pie²].

L = Largo de los tubos, [pie].

N_{Pasos} = Número de pasos en los tubos.

S = Gravedad específica.

ϕ = Razón de viscosidad.

$$\Delta P_R = \frac{4 \cdot N_{PASOS}}{S} \cdot \left(\frac{V^2}{2g} \right) \quad (\text{ec. 7.27})$$

Donde:

ΔP_R = Caída de presión por retorno, [psi].

$\frac{V^2}{2g}$ = Factor de caída de presión por retorno, [psi].

$$\boxed{\Delta P_{TOTAL} = (\Delta P_T + \Delta P_R)} \quad (\text{ec. 7.28})$$

Donde:

ΔP_{Total} = Caída de Presión total, [psi].

ΔP_T = Caída de presión en los tubos, [psi].

ΔP_R = Caída de presión por retorno, [psi].

El valor de f para ΔP_T se obtiene de la Figura 2 del Anexo III y el valor de la relación $\frac{V^2}{2g}$ para ΔP_R se obtiene de la Figura 3 del Anexo III.

$Re_T = 37.243$	$f = 0,00018$
$G_T = 825.593 \text{ [lb/h}\cdot\text{pie}^2]$	$\frac{V^2}{2g} = 0,092 \text{ [psi]}$

El valor de S se estimó en 1 para efectos de cálculo.

Evaluando:

$$\Delta P_R = 2,94 \text{ [psi]}$$

El valor de ϕ se calcula de la siguiente forma:

$$\boxed{\phi = \left[\frac{\mu}{\mu_W} \right]^{0,14}} \quad (\text{ec. 7.29})$$

Donde:

ϕ = Razón de viscosidad.

μ = Viscosidad del agua a t_c , [Cp].

μ_w = Viscosidad del agua a t_w , [Cp].

Evaluando:

$$\phi = 1,09$$

Por lo tanto:

$$\Delta P_T = 2,33 \text{ [psi]}$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 5,28 \text{ [psi]}$$

h. Cálculo de Caída de Presión en la Carcaza.

Para el cálculo de las caídas de presión en la carcaza se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$\boxed{(N + 1) = \frac{12 \cdot L}{B}} \quad (\text{ec. 7.30})$$

Donde:

N = Número de deflectores.

(N+1) = Número de veces que el fluido cruza el haz desde la entrada a la salida.

L = Largo de los tubos, [pie].

B = Espaciamiento de los deflectores, [pulg].

$$\boxed{\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi}} \quad (\text{ec. 7.31})$$

Donde:

ΔP_S = Caída de presión en la carcaza, [psi].

f = Factor de fricción lado de la coraza, [$\text{pie}^2/\text{pulg}^2$].

G_S = Masa de velocidad, [$\text{lb}/\text{h}\cdot\text{pie}^2$].

D_e = Diámetro equivalente, [pie].

S = Gravedad específica.

ϕ = Razón de viscosidad.

Evaluando:

$$(N+1) = 8,32$$

El valor de f para ΔP_S se obtiene de la Figura 4 del Anexo III.

$Re_S = 501.387$	$f = 0,001 [\text{pie}^2/\text{pulg}^2]$
------------------	--

El valor de S se estimó en 1 para efectos de cálculo.

Evaluando:

$$\Delta P_R = 2,94 [\text{psi}]$$

El valor de ϕ se calcula de la **ecuación 7.29**.

Evaluando:

$$\phi = 0,96$$

Por lo tanto:

$$\Delta P_S = 0,14 [\text{psi}]$$

Resumen de los Equipos I-a, I-b, I-c y I-d.

Tubos (Agua)		Carcaza (Aire)	
Material	Acero Inoxidable	Material	Acero Inoxidable
Diámetro Externo	1 ½ [pulg]	Diámetro Interno	35 [pulg]
Diámetro Interno	1,31 [pulg]	Nº de Pasos	8
Largo	13 [pie]	Pitch	1,875 [pulg]
BWG	13	D _e	1,48 [pulg]
Arreglo	Cuadrado	B	20,98 [pulg]
Nº de Tubos	170	C'	0,3750 [pulg]
ΔP	5 [psi]	ΔP _s	0,14 [psi]
ΔT _{LMTD} = 85,97 [°F]	A = 864,32 [pie ²]	Rd = 0,0017 [h·pie ² ·°F/BTU]	

Los Nozzles de los Intercambiadores de Calor se estiman de la Tabla 3 del Anexo IV.

Nozzle de Alimentación de Aire (I-a, I-b, I-c y I-d).

Diámetro	8 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	7,981 [pulg]
Diámetro Externo	8,625 [pulg]
Espesor	0,322 [pulg]

Nozzle de Descarga de Aire (I-a, I-b, I-c y I-d).

Diámetro	8 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	7,981 [pulg]
Diámetro Externo	8,625 [pulg]
Espesor	0,322 [pulg]

7.4.2 Intercambiador de Calor I3.

El intercambiador de calor I3 se utiliza para enfriar el flujo que proviene del proceso de compresión (C2/C3).

Resumen del Equipo I3.

Tubos (Agua)		Carcaza (Aire Caliente)	
Material	Acero Inoxidable	Material	Acero Inoxidable
Diámetro Externo	1 [pulg]	Diámetro Interno	19,25 [pulg]
Diámetro Interno	0,732 [pulg]	Nº de Pasos	8
Largo	20 [pie]	Pitch	1,25 [pulg]
BWG	8	De	0,99 [pulg]
Arreglo	Cuadrado	B	9 [pulg]
Nº de Tubos	116	C`	0,25 [pulg]
ΔP	6,06 [psi]	$\square PS$	0,70 [psi]
$\Delta T_{LMTD} = 38,70$ [°F]	$A = 579,27$ [pie ²]	$Rd = 0,0046$ [h·pie ² ·°F/Btu]	

Nozzle de Alimentación de Aire (I3).

Diámetro	4 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	4,026 [pulg]
Diámetro Externo	4,5 [pulg]
Espesor	0,237 [pulg]

Nozzle de Descarga de Aire (I3).

Diámetro	4 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	4,026 [pulg]
Diámetro Externo	4,5 [pulg]
Espesor	0,237 [pulg]

7.4.3 Intercambiador de Calor I8.

El intercambiador de calor I8 se utiliza para gasificar el O₂ proveniente de la columna.

Resumen del Equipo I8.

Tubos (Fluido Frío)		Carcaza (Fluido Caliente)	
Material	Acero Inoxidable	Material	Acero Inoxidable
Diámetro Externo	1 [pulg]	Diámetro Interno	17,25 [pulg]
Diámetro Interno	0,87 [pulg]	N° de Pasos	2
Largo	16 [pie]	Pitch	1,25 [pulg]
BWG	16	D _e	0,99 [pulg]
Arreglo	Cuadrado	B	17,25 [pulg]
N° de Tubos	112	C'	0,25 [pulg]
ΔP	18,37 [psi]	ΔP _S	0,07 [psi]
ΔT _{LMTD} = 5,95 [°F]	A = 432,95 [pie ²]	Rd = 0,0043 [h·pie ² ·°F/BTU]	

Nozzle de Alimentación de Fluido Caliente (I8).

Diámetro	3 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	3,068 [pulg]
Diámetro Externo	3,5 [pulg]
Espesor	0,216 [pulg]

Nozzle de Descarga de Fluido Caliente (I8).

Diámetro	3 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	3,068 [pulg]
Diámetro Externo	3,5 [pulg]
Espesor	0,216 [pulg]

Nozzle de Alimentación de Fluido Frío (I8).

Diámetro	2 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	2,067 [pulg]
Diámetro Externo	2,375 [pulg]
Espesor	0,154 [pulg]

Nozzle de Descarga de Fluido Frío (I8).

Diámetro	2 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	2,067 [pulg]
Diámetro Externo	2,375 [pulg]
Espesor	0,154 [pulg]

7.4.4 Intercambiador de Calor I5.

El intercambiador de calor I5 se utiliza para subenfriar el N₂ gaseoso proveniente de la columna.

Resumen del Equipo I5.

Tubos (N ₂ a alta P)		Carcaza (N ₂ a baja P)	
Material	Acero Inoxidable	Material	Acero Inoxidable
Diámetro Externo	1 ½ [pulg]	Diámetro Interno	33 [pulg]
Diámetro Interno	1,37 [pulg]	Nº de Pasos	2
Largo	16 [pie]	Pitch	1,875 [pulg]
BWG	16	D _e	1,48 [pulg]
Arreglo	Cuadrado	B	25 [pulg]
Nº de Tubos	170	C'	0,38 [pulg]
ΔP	11,65 [psi]	ΔP _S	0,08 [psi]
ΔT _{LMTD} = 4,80 [°F]	A = 1012,03 [pie ²]	Rd = 0,0038 [h·pie ² ·°F/BTU]	

Nozzle de Alimentación de Fluido Caliente (I5).

Diámetro	8 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	7,981 [pulg]
Diámetro Externo	8,625 [pulg]
Espesor	0,322 [pulg]

Nozzle de Descarga de Fluido Caliente (I5).

Diámetro	8 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	7,981 [pulg]
Diámetro Externo	8,625 [pulg]
Espesor	0,322 [pulg]

Nozzle de Alimentación de Fluido Frío (I5).

Diámetro	2 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	2,067 [pulg]
Diámetro Externo	2,375 [pulg]
Espesor	0,154 [pulg]

Nozzle de Descarga de Fluido Frío (I5).

Diámetro	2 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	2,067 [pulg]
Diámetro Externo	2,375 [pulg]
Espesor	0,154 [pulg]

7.4.5 Intercambiador de Calor I6.

El intercambiador de calor I6 se utiliza para enfriar al máximo el N₂ gaseoso proveniente del intercambiador I5.

Resumen del Equipo I6.

Tubos (Aire Enriquecido a alta P)		Carcaza (N ₂ a baja P)	
Material	Acero Inoxidable	Material	Acero Inoxidable
Diámetro Externo	1 [pulg]	Diámetro Interno	25 [pulg]
Diámetro Interno	0,902 [pulg]	N° de Pasos	4
Largo	18 [pie]	Pitch	1,25 [pulg]
BWG	18	D _e	0,99 [pulg]
Arreglo	Cuadrado	B	19 [pulg]
N° de Tubos	238	C'	0,25 [pulg]
ΔP	11,40 [psi]	ΔP _S	0,09 [psi]
ΔT _{LMTD} = 5,82 [°F]	A = 1047,06 [pie ²]	Rd = 0,0039 [h·pie ² ·°F/BTU]	

Nozzle de Alimentación de Fluido Caliente (I6).

Diámetro	6 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	6,065 [pulg]
Diámetro Externo	6,625 [pulg]
Espesor	0,280 [pulg]

Nozzle de Descarga de Fluido Caliente (I6).

Diámetro	6 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	6,065 [pulg]
Diámetro Externo	6,625 [pulg]
Espesor	0,280 [pulg]

Nozzle de Alimentación de Fluido Frío (I6).

Diámetro	2 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	2,067 [pulg]
Diámetro Externo	2,375 [pulg]
Espesor	0,154 [pulg]

Nozzle de Descarga de Fluido Frío (I6).

Diámetro	2 [pulg]
Diámetro Nominal	40 ST - 40 S [pulg]
Diámetro Interno	2,067 [pulg]
Diámetro Externo	2,375 [pulg]
Espesor	0,154 [pulg]

7.4.6 Intercambiador de Calor I4.

Debido a la complejidad del diseño de este intercambiador se ha supuesto como un intercambiador de calor de dos corrientes, uno frío y otro caliente. Estos dos flujos se desprenden de la suma de los flujos calientes (2) y fríos (4) que pasan por el intercambiador de calor, tomando como aquellas temperaturas más extremas. De esta manera el intercambiador quedará con los siguientes datos:

Fluido Caliente.

$$M = 163.620 \text{ [lb/h]}$$

$$T_1 = 86 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$T_2 = -274,41 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$k_1 = 0,006 \text{ [BTU/h}\cdot\text{pie}\cdot^\circ\text{F]}$$

$$\mu_1 = 0,017 \text{ [lb/h}\cdot\text{pie]}$$

$$C_{p1} = 0,0004 \text{ [BTU/lb}\cdot^\circ\text{F]}$$

$$\rho_1 = 1,44 \text{ [lb/pie}^3\text{]}$$

Fluido Frío.

$$m = 228.863 \text{ [lb/h]}$$

$$t_1 = -175,2 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$t_2 = 18 \text{ [}^\circ\text{F]}$$

$$k_2 = 0,014 \text{ [BTU/h}\cdot\text{pie}\cdot^\circ\text{F]}$$

$$\mu_2 = 0,046 \text{ [lb/h}\cdot\text{pie]}$$

$$C_{p2} = 0,0002 \text{ [BTU/lb}\cdot^\circ\text{F]}$$

$$\rho_2 = 1,24 \text{ [lb/pie}^3\text{]}$$

Calor Transferido:

$$Q = 0 \text{ [BTU/h]}$$

$$k_{\text{aluminio}} = 86,7458 \text{ [BTU/lb}\cdot^\circ\text{F]}$$

El cálculo para este intercambiador se realiza de la misma manera que el intercambiador I7, el cual se describirá más adelante en el punto **7.11.5**, con la

diferencia que en el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor (h), se determina de la siguiente manera:

$$h = 0,2356 \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{D_e \cdot G}{\mu} \right)^{0,65} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{0,4} \quad (\text{ec. 7.32})$$

Donde:

ΔT_{LMTD}	14,35 [°F]	
Area de Transferencia de Calor, A	1.513.693 [pie ²]	
Número de Placas, N _p	191,9	
Número de Aletas por Placa, N _{ap}	3.242	
Area Real de Transferencia de Calor	1.513.693 [pie ²]	
Distancia entre Placas, H	0,031 [pie]	
Espesor de Aleta, t	0,00065 [pie]	
Distancia entre Aletas, W	0,0049 [pie]	
Area Superficial por Aleta, A _C	0,00015 [pie ²]	
Area Superficial por Aleta, A _w	0,071 [pie ²]	
Area Superficial entre Placas, A' _C	0,4858 [pie ²]	
Diámetro Equivalente, D _e	0,0048 [pie]	
	Fluido Caliente	Fluido Frío
Flujo por Unidad de Area, G	3.509,81 [lb/h·pie ²].	4.909,35 [lb/h·pie ²].
Coefficiente de Transferencia de Calor, h	1,51 [BTU/h·pie ² ·°F]	2,05 [BTU/h·pie ² ·°F]
Número de Reynolds, Re	1741,77	901,48
Factor, f	0,2664	0,3246
Largo de Intercambiador, L ₁	34,26 [pie]	
Caída de Presión, ΔP ₁	0,31 [psi]	0,73 [psi]

7.5 Bombas de Proceso.

Se utilizarán bombas centrífugas autocebantes (éstas tienen un recipiente que actúa como una reserva de agua que ayuda a cebar la bomba).

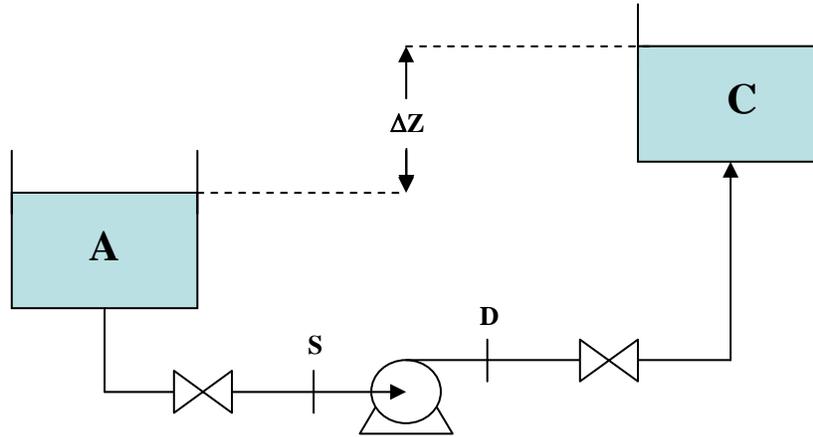


Figura 7.1 Diagrama de Bombas.

El diseño de la bomba B-1 se realizará a modo de ejemplo de cálculo. Para el resto de las bombas se presentará una tabla resumen con sus características principales.

Las bombas B-1, B-2, B-3 y B-4 se utilizarán en el proceso de compresión C1, específicamente en los intercambiadores de calor del proceso.

7.5.1 Bomba de Proceso (B-1).

a. Cálculo de los Diámetros de las Cañerías.

Para el cálculo de los diámetros de las cañerías se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$v = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot \left(\frac{D}{12}\right)^2} \quad (\text{ec. 7.33})$$

$$D = 12 \cdot \left(\frac{4 \cdot Q}{v \cdot \pi} \right)^{(1/2)} \quad (\text{ec. 7.34})$$

Donde:

D = Diámetro interno de las cañerías, [pulg].

Q = Caudal que debe succionar y descargar la bomba, [pie³/s].

v = Velocidades de descarga o succión, [pie/s].

Las velocidades deben cumplir con la siguiente relación:

$$\frac{1}{3} \cdot v_d < v_s < \frac{2}{3} \cdot v_d$$

Las velocidades se estiman de la Tabla 6 del Anexo IV, las cuales son supuestas y deben encontrarse en el rango de 2 a 16 [pie/s] (para líneas de agua); por lo tanto los diámetros son estimativos y debido a esto se realiza una estandarización en la Tabla 7 del Anexo IV y se recalculan las velocidades reales.

Datos:

$$Q = 0,757 \text{ [pie}^3\text{/s]}$$

$$v'_s = 5 \text{ [pie/s]}$$

$$v'_d = 8 \text{ [pie/s]}$$

Evaluando:

$$D'_s = 5,27 \text{ [pulg]}$$

$$D'_d = 4,17 \text{ [pulg]}$$

Estandarizando:

Succión	Descarga
D_s Nominal = 6,000 [pulg]	D_d Nominal = 5,000 [pulg]
D_s Interno = 6,065 [pulg]	D_d Interno = 5,017 [pulg]
Cédula = 40 ST 40 S	Cédula = 40 ST 40 S

Haciendo el cálculo para obtener las velocidades reales, se tiene que:

$$v_s \text{ real} = 3,78 \text{ [pie / s]}$$

$$v_d \text{ real} = 5,52 \text{ [pie / s]}$$

b. Cálculo del Número de Reynolds.

Para el cálculo del número de Reynolds se utiliza la siguiente ecuación:

$$\text{Re} = \left(\frac{(D/12) \cdot v \cdot \rho}{\mu} \right) \quad (\text{ec. 7.35})$$

Donde:

Re = Número de Reynolds.

D = Diámetro interno de las cañerías, [pulg].

v = Velocidades de descarga o succión, [pie/s].

ρ = Densidad del agua, [lb/pie³].

μ = Viscosidad del agua, [lb/pie·s].

Datos:

$$\rho = 62,4 \text{ [lb/pie}^3\text{]}$$

$$\mu = 0,00067 \text{ [lb/pie·s]}$$

Evaluando:

$$Re_s = 177.258$$

$$Re_d = 214.285$$

c. Cálculo de la Rugosidad Relativa.

Considerando cañerías de acero comercial tanto para la succión como para la descarga, se tiene de la Figura 5 del Anexo III lo siguiente:

$$\varepsilon / D_s = 0,00029$$

$$\varepsilon / D_d = 0,00034$$

d. Determinación del Factor de Fricción.

Para el cálculo del factor de fricción se utiliza la Figura 6 del Anexo III, en la cual se ingresa con Re y ε/D .

De la Figura 6 se obtiene:

$$f_s = 0,0181$$

$$f_d = 0,0179$$

y, aplicando un factor de seguridad de 1,5 se obtiene un factor de fricción corregido:

$$f_c = 1,5 \cdot f$$

(ec. 7.36)

Donde:

f_c = Factor de fricción corregido.

Evaluando:

$$f_{cs} = 0,0272$$

$$f_{cd} = 0,0269$$

e. Cálculo de las Pérdidas por Fricción.

Para el cálculo de las pérdidas por fricción se utiliza la ecuación de Darcy:

$$hf = f \cdot \left(\frac{Lt}{D} \right) \cdot \left(\frac{v^2}{2 \cdot gc} \right) \quad (\text{ec. 7.37})$$

Donde:

hf = Pérdidas por fricción, [pie·lb_f/lb_m].

f = Factor de fricción.

Lt = Largo total, [pie].

D = Diámetro interno de las cañerías, [pulg].

v = Velocidades de descarga o succión, [pie/s].

gc = Constante dimensional de la Ley de Newton, [lb_m pie/lb_f s²].

Datos:

$$L_{ts} = 20 \text{ [pie]}$$

$$L_{td} = 80 \text{ [pie]}$$

$$gc = 32,2 \text{ [lb pie/lb}_f \text{ s}^2\text{]}$$

Evaluando:

$$hf_s = 0,238 \left[\frac{\text{pie} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m} \right]$$

$$hf_d = 2,906 \left[\frac{\text{pie} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m} \right]$$

f. Cálculo del Trabajo Requerido por la Bomba.

Para el cálculo del trabajo requerido por la bomba se utiliza la siguiente ecuación:

$$\boxed{(-W) = hf_s + hf_d + \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * gc} \right) + (Z_2 - Z_1) \cdot \frac{g}{gc}} \quad (\text{ec. 7.38})$$

Donde:

-W = Trabajo requerido por la bomba, [pie·lb_f/lb_m].

hf = Perdidas por fricción, [pie·lb_f/lb_m].

P = Presión absoluta, [lb_f/pie²].

ρ = Densidad de la solución, [lb/pie³].

v = Velocidades de descarga o succión, [pie/s].

Z = Elevación desde punto A a C, [pie].

g = Aceleración de gravedad, [pie/s²].

gc = Constante dimensional de la Ley de Newton, [lb·pie/lb_f·s²].

La energía cinética, representada en la ecuación de Balance de Energía por las velocidades se desprecian, ya que las velocidades lineales son bastante similares. Es por ello que la ecuación de balance de energía se reduce a:

$$\boxed{(-W) = hf_s + hf_d + \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) + (Z_2 - Z_1) \cdot \frac{g}{gc}} \quad (\text{ec. 7.39})$$

Datos:

Z₁ = 1 [pie]

P₁ = 2.116,22 [lb_f/pie²]

Z₂ = 3 [pie]

P₂ = 4.232,44 [lb_f/pie²]

Evaluando:

$$(-W) = 39,06 \left[\frac{\text{pie} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m} \right]$$

y, aplicando una eficiencia del 60%, se obtiene:

$$\boxed{(-W_{REAL}) = \frac{(-W)}{\varepsilon}} \quad (\text{ec. 7.40})$$

Donde:

$-W_{REAL}$ = Trabajo real requerido por la bomba, [pie·lbf/lbm].

$-W$ = Trabajo requerido por la bomba, [pie·lbf/lbm].

ε = Eficiencia (60%).

Evaluando:

$$(-W_{REAL}) = 65,10 \left[\frac{\text{pie} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m} \right]$$

g. Cálculo de la Potencia Requerida por la Bomba.

Para el cálculo de la potencia se utiliza la siguiente ecuación:

$$\boxed{Pot = \frac{(-W) \cdot \rho \cdot Q}{550}} \quad (\text{ec. 7.41})$$

Donde:

Pot = Potencia requerida por la bomba, [HP].

ρ = Densidad del agua, [lb/pie³].

Q = Caudal que debe succionar y descargar la bomba, [pie³/s].

Evaluando:

$$Pot = 5,60 \text{ [HP]}$$

y, aplicando un factor de seguridad del 18%, se obtiene:

$$\boxed{Pot_{Real} = 1,18 \cdot Pot} \quad (\text{ec. 7.42})$$

Donde:

Pot_{Real} = Potencia real requerida por la bomba, [HP].

Pot = Potencia requerida por la bomba, [HP].

Evaluando:

$$Pot_{Real} = 6,61 \text{ [HP]}$$

Estandarizando:

$$Pot. \text{ std.} = 7,00 \text{ [HP]}$$

Resumen de Bombas B-1, B-2, B-3 y B-4.

Fluido Transportado	Agua	
Material de la Cañería	Acero Inoxidable	
Caudal	0,758 [pie ³ /s]	
Densidad del Fluido	62,4 [lb/pie ³]	
Viscosidad del Fluido	0,00067 [lb/pie·s]	
Z ₁	1 [pie]	
Z ₂	3 [pie]	
P ₁	2.116,8 [lb _f /pie ²]	
P ₂	4.233,6 [lb _f /pie ²]	
	Succión	Descarga
Diámetro Nominal	6 [pulg]	5 [pulg]
Diámetro Interno	6,065 [pulg]	5,017 [pulg]
Cédula	40 ST 40 S	40 ST 40 S
ε/D	0,00029	0,000341
Velocidad	3,778 [pie/s]	5,522 [pie/s]
Largo Total de la Tubería	20 [pie]	80 [pie]
h _f	0,238 [pie·lb _f /lb _m]	2,906 [pie·lb _f /lb _m]
η	60 [%]	
(-W _{real})	65,096 [pie·lb _f /lb _m]	
Pot. Std.	7 [HP]	

7.5.2 Bomba de Proceso (B5 y B6).

La bomba de proceso B5 y B6 centrífuga será utilizada para ingresar el O₂ líquido desde la torre de destilación hasta el estanque de almacenamiento.

Resumen de Bomba B5 y B6.

Fluido Transportado	Oxígeno Líquido	
Material de la Cañería	Acero Inoxidable, TP 304 ^(Ref. 31)	
Caudal	0,154 [pie ³ /s]	
Densidad del Fluido	71,2 [lb/pie ³]	
Viscosidad del Fluido	0,000098 [lb/pie·s]	
Z ₁	0 [pie]	
Z ₂	30 [pie]	
P ₁	3788,03 [lb _f /pie ²]	
P ₂	8253,26 [lb _f /pie ²]	
	Succión	Descarga
Diámetro Nominal	2,5 [pulg]	2 [pulg]
Diámetro Interno	2,469 [pulg]	2,067 [pulg]
Cédula	40 ST 40 S	40 ST 40 S
ε/D	0,00071	0,00086
Velocidad	4,617 [pie/s]	6,588 [pie/s]
Largo Total de la Tubería	20 [pie]	100 [pie]
h _f	0,888 [pie·lb _f /lb _m]	11,764 [pie·lb _f /lb _m]
η	60 [%]	
(-W _{real})	175,566 [pie·lb _f /lb _m]	
Pot. Std.	4 [HP]	

7.6 Torre de Absorción.

Se diseñó una torre de con un número determinado de platos, para la absorción casi completa de SO₂, para determinar el número de platos necesarios o elementos de equilibrio, se utilizaron datos de equilibrio y se hicieron estimaciones en función de concentraciones conocidas y la temperatura.

De esta manera el diseño de ésta se realizó de la siguiente manera, se utilizó el balance de energía para la torre:

$$L_0 \cdot H_{L0} + G_{Np+1} \cdot H_{G, Np+1} = L_{Np} \cdot H_{L, Np} + G_1 \cdot H_{G1} + Q_T \quad (\text{ec. 7.43})$$

Donde:

L_0 = Moles totales de entrada de H₂O, [lbmol/h].

H_{L0} = Entalpía del flujo, [BTU/lbmol].

G_{Np+1} = Flujo de gas de entrada a la torre, [lbmol/h].

$H_{G,Np+1}$ = Entalpía del flujo, [BTU/lbmol].

L_{Np} = Flujo líquido a la salida de la torre, [lbmol/h].

$H_{L,Np}$ = Entalpía del Flujo, [BTU/lbmol].

G_1 = Flujo gaseoso a la salida de la torre, [lbmol/h].

H_{G1} = Entalpía del Flujo, [BTU/lbmol].

Q_T = Calor removido de la torre, [BTU/h].

Luego se hace el cálculo de la temperatura en función de cómo va variando la concentración de soluto (X_{Np}).

$$T = \frac{32 \cdot (Cp_{H_2O} + Cp_{SO_2} \cdot X_{Np} - Cp_{H_2O} \cdot X_{Np}) + H_{L, Np}}{Cp_{H_2O} - Cp_{H_2O} \cdot X_{Np} + Cp_{SO_2} \cdot X_{Np}} \quad (\text{ec. 7.44})$$

Donde:

$C_{p_{H_2O}}$ = Calor específico del Agua, [BTU/lbmol·°F].

$C_{p_{SO_2}}$ = Calor específico del SO₂, [BTU/lbmol·°F].

X_{Np} = Concentración de soluto líquido.

$$m_{Np} = \frac{Pv_{Soluta}}{P_{Total}} \quad (\text{ec. 7.45})$$

Donde:

Pv = Presión de vapor del soluto a la temperatura (T), [Kpa].

P_T = Presión total del sistema, [Kpa].

$$y_{Np} = m_{Np} \cdot x_{Np} \quad (\text{ec. 7.46})$$

Donde:

y_{Np} = Fracción molar gaseosa del soluto.

X_{Np} = Concentración de soluto líquido.

Luego se realizó un tipo de tanteo variando $n = N_{p-1}$, para hacer el cálculo del número de platos necesarios para la absorción de SO₂ deseada.

$$NTU_{Platos Reales} = \frac{N^{\circ} Platos Teóricos}{Eficiencia} \quad (\text{ec. 7.47})$$

Se utilizó una distancia entre platos (HTU) de 20 [pulg] generalmente usada en el 80% de los casos.

$$H_{Re lleno} = HTU \cdot NTU \quad (\text{ec. 7.48})$$

Donde:

H = Altura de relleno, [pulg].

Para hacer el cálculo del diámetro de la torre se hizo una estimación en función de la disposición de flujo en platos con flujo cruzado (Ver Tabla 8 del Anexo IV).

7.6.1 Nozzles de Alimentación y Descarga.

El área de flujo de un nozzle se calcula con la siguiente ecuación:

$$A = \frac{G}{\rho \cdot v} \quad (\text{ec. 7.49})$$

Donde:

A = Area del nozzle, [pie²].

G = Flujo másico, [lb/s].

ρ = Densidad del fluido, [lb/pie³].

v = Velocidad del fluido, [pie/s].

Las velocidades recomendadas fluctúan entre 4 y 10 [pie/s] para líquidos, y de 80 a 120 [pie/s] para gases.

El diámetro del nozzle se obtiene de la siguiente manera:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (\text{ec. 7.50})$$

Donde:

D = Diámetro del nozzle, [pie].

Una vez calculado debe ser estandarizado.

7.6.2 Nozzle de Instrumentación.

Se utilizan nozzles roscados de $\frac{3}{4}$ [pulg] de diámetro.

7.6.3 Manhole.

El diámetro del Manhole debe ser lo suficientemente grande para que se introduzca un hombre. Los diámetros de manholes estandarizados son de 20 y 24 [pulg].

El espesor de la tapa del Manhole se calcula con la siguiente expresión:

$$t = d \cdot \sqrt{\frac{C \cdot P}{f}} \quad (\text{ec. 7.51})$$

Donde:

t = Espesor de la tapa, [pulg].

d = Diámetro del manhole, [pulg].

C = Constante.

P = Presión de trabajo, [psi].

f = Máximo esfuerzo del material, [pulg].

7.6.4 Espesor del Manto.

$$t = \frac{P \cdot r_1}{ft \cdot E - 0,6 \cdot P} + tc \quad (\text{ec. 7.52})$$

Donde:

t = Espesor del manto, [pulg].

P = Presión de trabajo, [psi].

ft = Máximo esfuerzo del material, [pulg].

E = Eficiencia de soldadura (0,85).

r_i = Radio interno, [pulg].

tc = Espesor de corrosión, aproximadamente 0,1 [pulg].

7.6.5 Cabezales.

Según la presión de trabajo se elige el cabezal a diseñar (Ver Tabla 9 del Anexo IV).

7.6.5.1 Espesor del Cabezal.

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot d_i}{ft \cdot E - 0,1 \cdot P} + tc \quad (\text{ec. 7.53})$$

Donde:

t = Espesor del cabezal, [pulg].

P = Presión de trabajo, [psi].

ft = Máximo esfuerzo del material, [pulg].

E = Eficiencia de soldadura (0,85).

d_i = Diámetro interno, [pulg].

tc = Espesor de corrosión, aproximadamente 0,1 [pulg].

7.6.5.2 Altura del Cabezal.

$$a = \frac{d_i}{2} \quad (\text{ec. 7.54})$$

Donde:

a = Radio interno del cabezal, [pulg].

$$\boxed{b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}} \quad (\text{ec. 7.55})$$

b = Profundidad del cabezal, [pulg].

r = Radio de la concavidad, [pulg].

$$\boxed{AB = a - icr} \quad (\text{ec. 7.56})$$

icr = Radio interno de la esquina [pulg].

$$\boxed{BC = r - icr} \quad (\text{ec. 7.57})$$

$$\boxed{h_{cab} = t + b + sf} \quad (\text{ec. 7.58})$$

h_{cab} = Altura del cabezal, [pulg].

t = Espesor del cabezal, [pulg].

sf = Altura de pestaña, [pulg].

Se estima que el valor de la altura del relleno es un 80% de la altura de la columna, por lo tanto la altura de la columna es:

$$H_{\text{Columna}} = 165,29 \text{ [pulg]}$$

Resumen del Equipo I1 y I2.

Altura de la columna	165,29	[pulg]
Altura de relleno	104	[pulg]
Diámetro de la columna	71	[pulg]
Presión de Trabajo (P)	101,27	[lb/pulg ²]
Esfuerzo Máximo Permisible (<i>ft</i>)	16.900	[lb/pulg ²]
Eficiencia de Soldadura (E)	0,85	
Espesor de Corrosión (tc)	0,1	[pulg]
Espesor del Manto (t)	0,351	[pulg]
Espesor Estandarizado	3/8	[pulg]
Espesor de los Cabezales	0,542	[pulg]
Espesor Estandarizado	3/4	[pulg]
Radio de la Concavidad (r)	71	[pulg]
Radio interno de la esquina (icr)	4,375	[pulg]
Altura de pestaña (<i>sf</i>)	1,5	[pulg]
Altura del Cabezal (<i>h_{cab}</i>)	14,117	[pulg]

Nozzle de Alimentación del Aire (F1).

Diámetro	37,61 [pulg]
Diámetro Nominal	42 ST [pulg]
Diámetro Interno	41,25 [pulg]
Diámetro Externo	42 [pulg]
Espesor	0,375 [pulg]

Nozzle de Alimentación del Agua (F2).

Diámetro	5,78 [pulg]
Diámetro Nominal	6" - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	6,065 [pulg]
Diámetro Externo	6,625 [pulg]
Espesor	0,28 [pulg]

Nozzle de Descarga (F3).

Diámetro	37,56 [pulg]
Diámetro Nominal	42 – ST [pulg]
Diámetro Interno	41,25 [pulg]
Diámetro Externo	42 [pulg]
Espesor	0,375 [pulg]

Nozzle de Descarga (F4).

Diámetro	5,78 [pulg]
Diámetro Nominal	6” - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	6,065 [pulg]
Diámetro Externo	6,625 [pulg]
Espesor	0,28 [pulg]

Nozzle de Instrumentación.

Diámetro Nominal	¾” - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	0,824 [pulg]
Diámetro Externo	1,050 [pulg]
Espesor	0,113 [pulg]

Manhole.

Diámetro Nominal	24 [pulg]
Espesor Mínimo de Flange	1 ¼ [pulg]
Espesor de la Tapa	1,46 [pulg]
Espesor Estandarizado	1 ½ [pulg]

7.7 Adsorbedores.

Se realizará la adsorción de CO₂ de la corriente de entrada junto a una cantidad de H₂O presente, para esto se diseñara la columna de adsorción en la cual existirá un material de relleno el cual será zeolita 13X, esta zeolita se usa generalmente para purificar el aire de alimentación de ciertos procesos, removiendo en forma simultanea H₂O y CO₂ y líquidos hidrocarburos^(Ref. 34).

Para esto se utilizarán ciertas propiedades de esta zeolita las cuales se indican en la siguiente tabla:

Diámetro de Partícula (Dp)	0,00267	[m]
Factor de Huecos (ε)	0,34	
Difusión gas-sólido (D)	1,70E-05	[m ² /s]
Densidad del lecho (ρ _l)	731	[Kg/m ³]
Capacidad de Equilibrio con CO ₂	17,5	[%]
Capacidad de Equilibrio con H ₂ O	28,5	[%]
Superficie de Empaquetamiento Externo	931,76	[m ² /m ³]

Además existe una serie de parámetros de operación para adsorbedores en fase gaseosa.

	Rango
Velocidad Superficial del gas	20-50 [cm/s]
Zona de Transferencia de Masa	3-10 [Kg/m ²]
Tiempo de Adsorción	0,1-8 [h]
Tamaño Partícula Adsorbente	0,5-10 [mm]
Volumen Adsorbente Permitido	38-50 %
T° Regeneración con Vapor	105-110 [°C]
T° Gas Inerte Regenerante	100-300 [°C]
Tiempo de Regeneración	1/2 tiempo de adsorción
N° de Adsorbedores	1-6

7.7.1 Determinación del Coeficiente de Transferencia de Masa.

Se usan los siguientes coeficientes adimensionales:

a. Número de Schmidt.

$$Sc = \left(\frac{\mu}{\rho \cdot D} \right) \quad (\text{ec. 7.59})$$

Donde:

D = Difusión gas-sólido del adsorbente, [m^2/s].

ρ = Densidad del adsorbato, [Kg/m^3].

μ = viscosidad del gas, [$\text{Kg}/\text{m}\cdot\text{s}$].

b. Número de Reynolds.

$$Re = \left(\frac{D_p \cdot G_s}{\mu} \right) \quad (\text{ec. 7.60})$$

Donde:

D_p = Diámetro de la partícula (adsorbente), [m].

G_s = Flujo másico superficial, [$\text{Kg}/\text{m}^2\cdot\text{s}$].

μ = viscosidad del gas, [$\text{Kg}/\text{m}\cdot\text{s}$].

c. Coeficiente Global de Transferencia de Masa en Fase Gaseosa.

$$Kg = \frac{vs}{\varepsilon \cdot Sc^{2/3}} \cdot \left(\frac{0,765}{Re^{0,87}} + \frac{0,365}{Re^{0,386}} \right) \quad (\text{ec. 7.61})$$

Donde:

K_g = Coeficiente de masa en fase gas, [m/s].

v_s = Velocidad superficial del gas, [m/s].

ε = Factor de huecos (adsorbente).

d. Velocidad de Transferencia de Masa.

$$J_D = \left(\frac{K_g}{v_s} \right) \cdot S_c^{2/3} = \frac{1}{\varepsilon} \cdot \left(\frac{0,765}{Re^{0,87}} + \frac{0,365}{Re^{0,386}} \right) \quad (\text{ec. 7.62})$$

e. Coeficiente Global de Transferencia de Masa por Unidad de Area.

$$K_g a = K_g \cdot a \quad (\text{ec. 7.63})$$

Donde:

a = Superficie de empaquetamiento externo ($m^2_{\text{gas}}/m^3_{\text{adsorbente}}$), [m^2/m^3].

7.7.2 Determinación del Porcentaje de Utilización del Lecho.

Para determinar la utilización del lecho adsorbente, se hace uso del Gráfico de Hougen (Ver Figura 8 de Anexo III), el cual muestra la dependencia de la concentración en la razón C/Co , del efluente de un adsorbedor sobre los parámetros de longitud del lecho para el caso de una isoterma lineal, composición inicial de adsorbato cero y composición a la entrada constante (Co).

El gráfico se utiliza de la siguiente manera:

- Se estima una altura del lecho (z).
- Se calcula el valor de (z').

$$z' = \left[\frac{K_g a}{v_s} \right] \cdot z \quad (\text{ec. 7.64})$$

Donde:

z' = Altura adimensional.

z = Longitud del lecho, [m]

Conociendo z' se van dando valores de C/C_0 desde un valor de inicio de 0,01 hasta 0,99, estos valores cortarían con la curva calculada anteriormente (z') y nos entregará un valor de τ que es un parámetro de tiempo. Con esto se podrá hacer el cálculo que tardará en adsorberse el fluido desde el punto de quiebre hasta el punto de saturación para el lecho completo.

7.7.3 Determinación del Tiempo.

$$t = A\tau + B \quad (\text{ec. 7.65})$$

Donde:

t = Tiempo real, [min].

$$A = \left[\frac{kd \cdot \rho_l}{Kga} \right] \quad (\text{ec. 7.66})$$

$$kd = \frac{\text{Capacidad Equilibrio del Gas Adsorbido con el Adsorbente}}{\text{Masa Gas Adsorbido en Volumen de Gas Total}} \quad (\text{ec. 7.67})$$

Donde:

kd = Coeficiente de adsorción isoterma lineal. [$\text{m}^3_{\text{gas}}/\text{Kg}_{\text{adsorbente}}$]

Kga = Coeficiente de masa en fase gas, [s^{-1}].

ρ_l = Densidad del adsorbente, [kg/m^3].

$$B = \left[\frac{z}{vs/\varepsilon} \right] \quad (\text{ec. 7.68})$$

Donde:

v_s = Velocidad superficial del gas, [m/s].

z = Longitud del lecho, [m].

ε = Factor de huecos (adsorbente).

$$t_d = t_t \cdot \left(\frac{N_D}{N_A} \right) \quad (\text{ec. 7.69})$$

Donde:

t_d = Tiempo de desorción, [s].

t_t = Tiempo total, [s].

N_D = Número de lechos de desorción.

N_A = Número de lechos de adsorción.

7.7.4 Determinación del Diámetro del Lecho.

$$A = \frac{Q}{v_s} \quad (\text{ec. 7.70})$$

Donde:

A = Area del lecho, [m²].

Q = Flujo total de entrada del gas, [m³/s].

v_s = Velocidad superficial del gas, [m/s].

$$d = 2 \cdot \sqrt{\frac{A}{\pi}} \quad (\text{ec. 7.71})$$

Donde:

d = Diámetro del lecho, [m].

A = Area del lecho, [m²].

7.7.5 Determinación del Adsorbente Requerido.

Se determina la capacidad de trabajo de la zeolita (W_c), esta se asume de acuerdo a Vatavuk como el 50% de la capacidad de equilibrio de la zeolita. Para el caso de la zeolita 13X se tiene los siguientes datos:

Diámetro de Partícula (D_p)	0,00267	[m]
Factor de Huecos (ϵ)	0,34	
Difusión gas-sólido (D)	1,70E-05	[m ² /s]
Densidad del lecho (ρ_l)	731	[kg/m ³]
Capacidad de Equilibrio con CO ₂	17,5	%
Capacidad de Equilibrio con H ₂ O	28,5	%

Por lo tanto:

$$W_c = 0,5 \cdot W_e \quad (\text{ec. 7.72})$$

Donde:

W_c = Capacidad de trabajo de la zeolita.

W_e = Capacidad de equilibrio de la zeolita.

Con esto se calcula el requerimiento del adsorbente para el proceso:

$$M_c = \frac{m_e}{W_c} \cdot t_i \cdot \left(1 + \frac{N_D}{N_A} \right) \quad (\text{ec. 7.73})$$

Donde:

M_c = Adsorbente necesario para el sistema, [Kg].

m_e = Flujo de entrada del gas a adsorber, [Kg].

El **gráfico 7.1** muestra la concentración v/s tiempo donde:

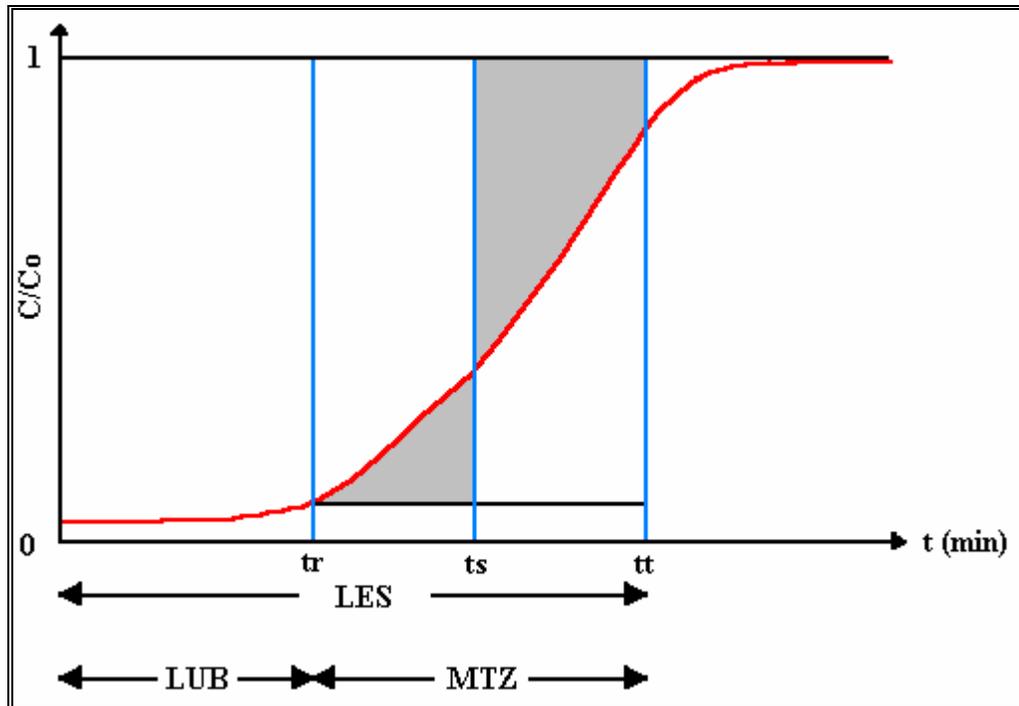


Gráfico 7.1 Concentración v/s Tiempo.

Donde:

LES = Cantidad de saturación para el lecho completo, [Kg/m²].

LUB = Cantidad total absorbida en el punto de quiebre, [Kg/m²].

tr = Tiempo de ruptura, [s].

ts = Tiempo en el cual el adsorbente se encuentra en equilibrio con el flujo de alimentación, [s].

De esta manera:

$$\boxed{LES = z \cdot \rho \cdot \phi} \quad (\text{ec. 7.74})$$

Donde:

z = Altura del lecho [m]

ϕ = Masa de gas adsorbido, en Masa del adsorbente.

ρ = Densidad del adsorbente, [Kg/m³].

$$\boxed{LUB = \omega \cdot v_s \cdot tr} \quad (\text{ec. 7.75})$$

Donde:

ω = Masa de gas adsorbido, en Volumen de gas total [Kg/m³]

v_s = Velocidad superficial del gas, [m/s].

tr = Tiempo de quiebre, [s]. (Corresponde al tiempo que $C/C_0=0,01$)

El porcentaje de utilización del lecho es:

$$\boxed{\frac{LUB}{LES} \cdot 100} \quad (\text{ec. 7.76})$$

7.7.6 Nozzles de Alimentación y Descarga.

El área de flujo de un nozzle se calcula con la siguiente ecuación:

$$A = \frac{G}{\rho \cdot v} \quad (\text{ec. 7.77})$$

Donde:

A = Area del nozzle, [pie²].

G = Flujo másico, [lb/s].

ρ = Densidad del fluido, [lb/pie³].

v = Velocidad del fluido, [pie/s].

Las velocidades recomendadas fluctúan entre 4 y 10 [pie/s] para líquidos, y de 80 a 120 [pie/s] para gases.

El diámetro del nozzle se obtiene de la siguiente manera:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (\text{ec. 7.78})$$

Donde:

D = Diámetro del nozzle, [pie].

Una vez calculado debe ser estandarizado.

7.7.7 Nozzle de Instrumentación.

Se utilizan nozzles roscados de $\frac{3}{4}$ [pulg] de diámetro.

7.7.8 Manhole.

El diámetro del Manhole debe ser lo suficientemente grande para que se introduzca un hombre. Los diámetros de manholes estandarizados son de 20 y 24 [pulg].

El espesor de la tapa del Manhole se calcula con la siguiente expresión:

$$t = d \cdot \sqrt{\frac{C \cdot P}{f}} \quad (\text{ec. 7.79})$$

Donde:

t = Espesor de la tapa, [pulg].

d = Diámetro del manhole, [pulg].

C = Constante.

P = Presión de trabajo, [psi].

f = Máximo esfuerzo del material, [pulg].

7.7.9 Espesor del Manto.

$$t = \frac{P \cdot r_i}{ft \cdot E - 0,6 \cdot P} + tc \quad (\text{ec. 7.80})$$

Donde:

t = Espesor del manto, [pulg].

P = Presión de trabajo, [psi].

f_t = Máximo esfuerzo del material, [pulg].

E = Eficiencia de soldadura (0,85).

r_i = Radio interno, [pulg]

t_c = Espesor de corrosión, aproximadamente 0,1 [pulg].

7.7.10 Cabezales.

Según la presión de trabajo se elige el cabezal a diseñar (Ver Tabla 9 de Anexo IV).

7.7.10.1 Espesor del Cabezal.

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot d_i}{f_t \cdot E - 0,1 \cdot P} + t_c \quad (\text{ec. 7.81})$$

Donde:

t = Espesor del cabezal, [pulg].

P = Presión de trabajo, [psi].

f_t = Máximo esfuerzo del material, [pulg].

E = Eficiencia de soldadura (0,85).

d_i = Diámetro interno, [pulg].

t_c = Espesor de corrosión, aproximadamente 0,1 [pulg].

7.7.10.2 Altura del Cabezal.

$$a = \frac{d_i}{2} \quad (\text{ec. 7.82})$$

Donde:

a = Radio interno del cabezal, [pulg].

$$\boxed{b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}} \quad (\text{ec. 7.83})$$

b = Profundidad del cabezal, [pulg].

r = Radio de la concavidad, [pulg].

$$\boxed{AB = a - icr} \quad (\text{ec. 7.84})$$

Donde:

icr = Radio interno de la esquina, [pulg].

$$\boxed{BC = r - icr} \quad (\text{ec. 7.85})$$

$$\boxed{h_{cab} = t + b + sf} \quad (\text{ec. 7.86})$$

Donde.

h_{cab} = Altura del cabezal, [pulg].

t = Espesor del cabezal, [pulg].

sf = Altura de pestaña, [pulg].

Resumen del Equipo A1 y A2.

H ₂ O presente en el Flujo de Entrada	68,554	[Kg-mol/h]
Densidad del H ₂ O	0,998207	[Kg/m ³]
Viscosidad H ₂ O	1,00E-05	[Kg/m·s]
Velocidad Superficial	0,3	[m/s]
Re	8,00E+01	
Sc	5,89E-01	
Coefficiente de Transferencia de masa en Fase Gas	0,106	
Velocidad de Transferencia de masa en Fase Gaseosa	0,2476	
z'	1641	
z	5	[m]
A	3,4736	[s]
B	5,67	[s]
Coefficiente de adsorción de isoterma lineal (kd)	2,1111	[m ³ /Kg]
LES	231	[Kg/m ²]
LUB	148	[Kg/m ²]
Tiempo de adsorción (tt)	1,10	[hr]
Tiempo de desorción (td)	0,55	[hr]

Absorbente		
Porcentaje utilizado del Lecho	64,1	%
Capacidad de Trabajo	14,3	%
Altura del lecho	5	[m]
Adsorbente requerido	14308,02	[Kg]
Diámetro del lecho	3,28	[m]

CO ₂ presente en el Flujo de Entrada	0,569	[Kg-mol/h]
Densidad del CO ₂	1,799	[Kg/m ³]
Viscosidad CO ₂	1,50E-05	[Kg/m·s]
Velocidad Superficial	0,3	[m/s]
Re	9,61E+01	
Sc	4,90E-01	
Coefficiente de Transferencia de masa en Fase Gas	0,109	
Velocidad de Transferencia de masa en Fase Gaseosa	0,227	
z'	339,644	
z	1	[m]
A	99,37	[s]
B	5,67	[s]
Coefficiente de adsorción de isoterma lineal (kd)	62,500	[m ³ /Kg]
LES	28,350	[Kg/m ²]
LUB	20,038	[Kg/m ²]
Tiempo de adsorción (tt)	8,28	[hr]
Tiempo de desorción (td)	4,14	[hr]

Absorbente		
Porcentaje utilizado del Lecho	70,68	%
Capacidad de Trabajo	8,75	%
Altura del lecho	1	[m]
Adsorbente requerido	290,29	[Kg]
Diámetro del lecho	3,28	[m]

Diseño Mecánico.

Altura del lecho	236	[pulg]
Diámetro del lecho	128,98	[pulg]
Presión de Trabajo (P)	105,546	[lb/pulg ²]
Esfuerzo Máximo Permisible (ft)	16.900	[lb/pulg ²]
Eficiencia de Soldadura (E)	0,85	
Espesor de Corrosión (tc)	0,1	[pulg]
Espesor del Manto (t)	0,58	[pulg]
Espesor Estandarizado	3/4	[pulg]
Espesor de los Cabezales	0,94	[pulg]
Espesor Estandarizado	1	[pulg]
Radio de la Concavidad (r)	129	[pulg]
Radio interno de la esquina (icr)	10,125	[pulg]
Altura de Pestaña (sf)	5	[pulg]
Altura del Cabezal (h _{cab})	29,23	[pulg]

Nozzle de Alimentación del Gas.

Diámetro	38,04 [pulg]
Diámetro Nominal	42 - ST [pulg]
Diámetro Interno	41,25 [pulg]
Diámetro Externo	42 [pulg]
Espesor	0,375 [pulg]

Nozzle de Descarga del Gas.

Diámetro	37,53 [pulg]
Diámetro Nominal	42 - ST [pulg]
Diámetro Interno	41,25 [pulg]
Diámetro Externo	42 [pulg]
Espesor	0,375 [pulg]

Nozzle de Instrumentación.

Diámetro Nominal	¾" - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	0,824 [pulg]
Diámetro Externo	1,050 [pulg]
Espesor	0,113 [pulg]

Manhole.

Diámetro Nominal	24 [pulg]
Espesor Mínimo de Flange	1 ¼ [pulg]
Espesor de la Tapa	1,49 [pulg]
Espesor Estandarizado	1 ½ [pulg]

7.8 Calefactor Eléctrico (I9).

Las características principales del calefactor eléctrico I9, fueron diseñadas por el Software de Simulación HYSYS (el diagrama se encuentra en la Figura 2 del Anexo V) y se resume en la siguiente tabla:

Fluido Transportado	Mezcla (N ₂ , O ₂ y Ar)	
Flujo	28.019,14	[Kg/h]
Presión Entrada	1,35	[atm]
Presión Salida	1,18	[atm]
T° de Entrada	18	[°C]
T° de Salida	250	[°C]
Eficiencia	0,75	
W	6.844.000	[KJ/h]
W _{real}	9.125.333,33	[KJ/h]
Potencia Requerida	3.399,63	[HP]

7.9 Turbina de Expansión.

Las características principales de la turbina E1/E2, fueron diseñadas por el Software de Simulación HYSYS (el diagrama se encuentra en la Figura 1 del Anexo V) y se resume en la siguiente tabla:

Fluido Transportado	Mezcla (N ₂ , O ₂ y Ar)	
Flujo	16.907,31	[Kg/h]
Presión Entrada	6,55	[atm]
Presión Salida	1,24	[atm]
T° de Entrada	-70	[°C]
T° de Salida	-134,1	[°C]
Eficiencia	0,75	
W	1.122.114,30	[KJ/h]
W _{real}	1.496.152,40	[KJ/h]
Potencia Requerida	557	[HP]

7.10 Válvulas de Expansión.

Las válvulas de expansión fueron diseñadas según sus propiedades mediante el Software de Simulación HYSYS (el diagrama se encuentra en la Figura 3 del Anexo V) y se puede resumir de la siguiente manera:

7.10.1 Válvula de Expansión V1.

Fluido Transportado	Mezcla (N ₂ , O ₂ y Ar)	
Flujo	9.690,84	[Kg/h]
Presión Entrada	9,44	[atm]
Presión Salida	6,68	[atm]
T de Entrada	-172	[°C]
T de Salida	-173	[°C]
ΔP	7,75	[atm]

7.10.2 Válvula de Expansión V2.

Fluido Transportado	Mezcla (N ₂ , O ₂ y Ar)	
Flujo	11.512,71	[Kg/h]
Presión Entrada	9,44	[atm]
Presión Salida	1,68	[atm]
T de Entrada	-172	[°C]
T de Salida	-189	[°C]
ΔP	2,83	[atm]

7.10.3 Válvula de Expansión V3.

Fluido Transportado	Mezcla (N ₂ , O ₂ y Ar)	
Flujo	34.435,92	[Kg/h]
Presión Entrada	6,71	[atm]
Presión Salida	1,78	[atm]
T de Entrada	-173,2	[°C]
T de Salida	-186,5	[°C]
ΔP	4,88	[atm]

7.10.4 Válvula de Expansión V4.

Fluido Transportado	Mezcla (N ₂ , O ₂ y Ar)	
Flujo	13.895,47	[Kg/h]
Presión Entrada	6,61	[atm]
Presión Salida	1,65	[atm]
T de Entrada	-188	[°C]
T de Salida	-190,83	[°C]
ΔP	4,97	[atm]

7.11 Doble Columna de Destilación.

La doble columna de destilación, como se ha visto en los capítulos anteriores, consta de dos columnas separadas entre sí, una opera a media presión y la otra a baja presión.

7.11.1 Columna de Media Presión.

Para establecer el número de etapas de equilibrio que posee la columna de destilación, primero se grafican las curvas de saturación para la fase gas y para la fase líquida a distintas concentraciones de nitrógeno.

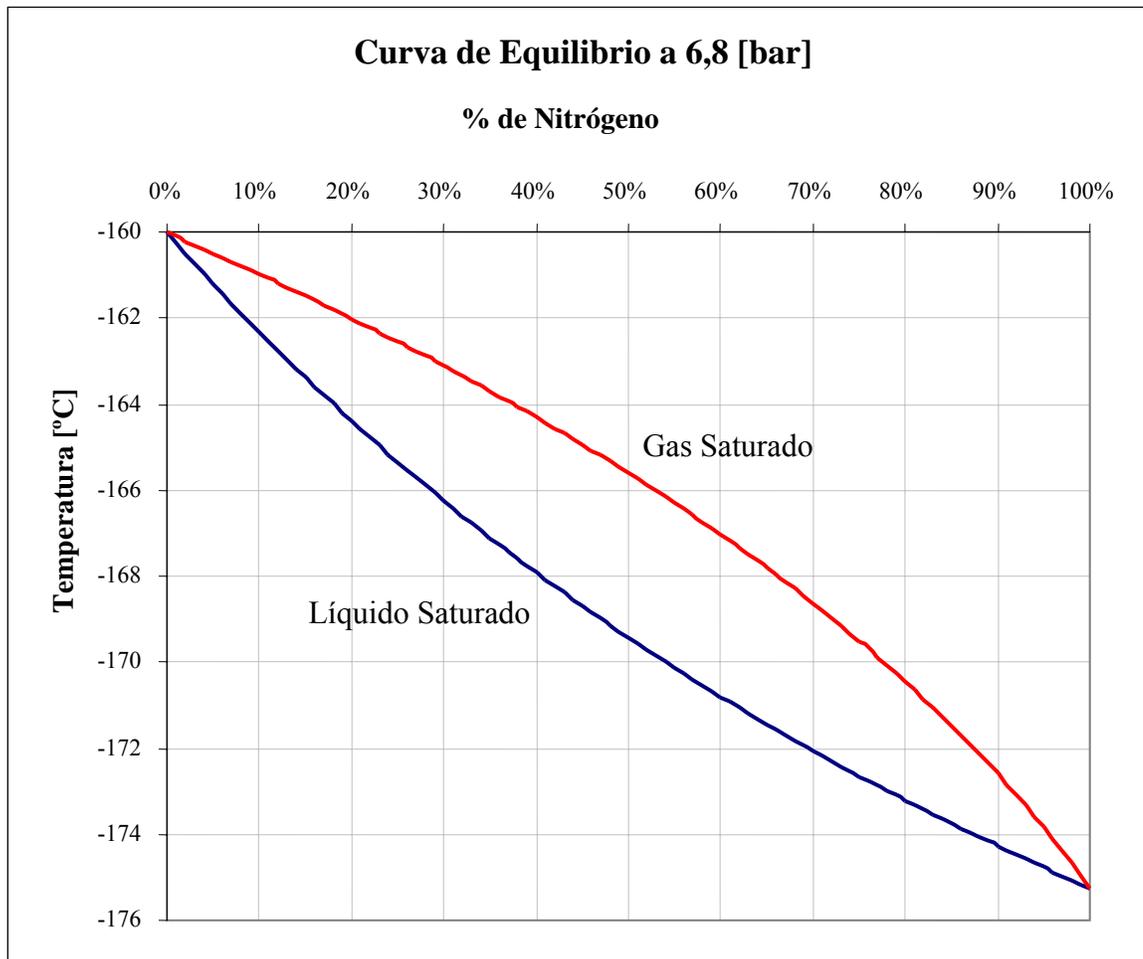


Gráfico 7.2 Curva de Equilibrio.

El siguiente gráfico muestra el número de etapas teóricas de la columna (7 etapas), relacionando la curva de equilibrio para la columna de media presión y las líneas de operación (L/V), definidas en el Capítulo de Balance de Energía.

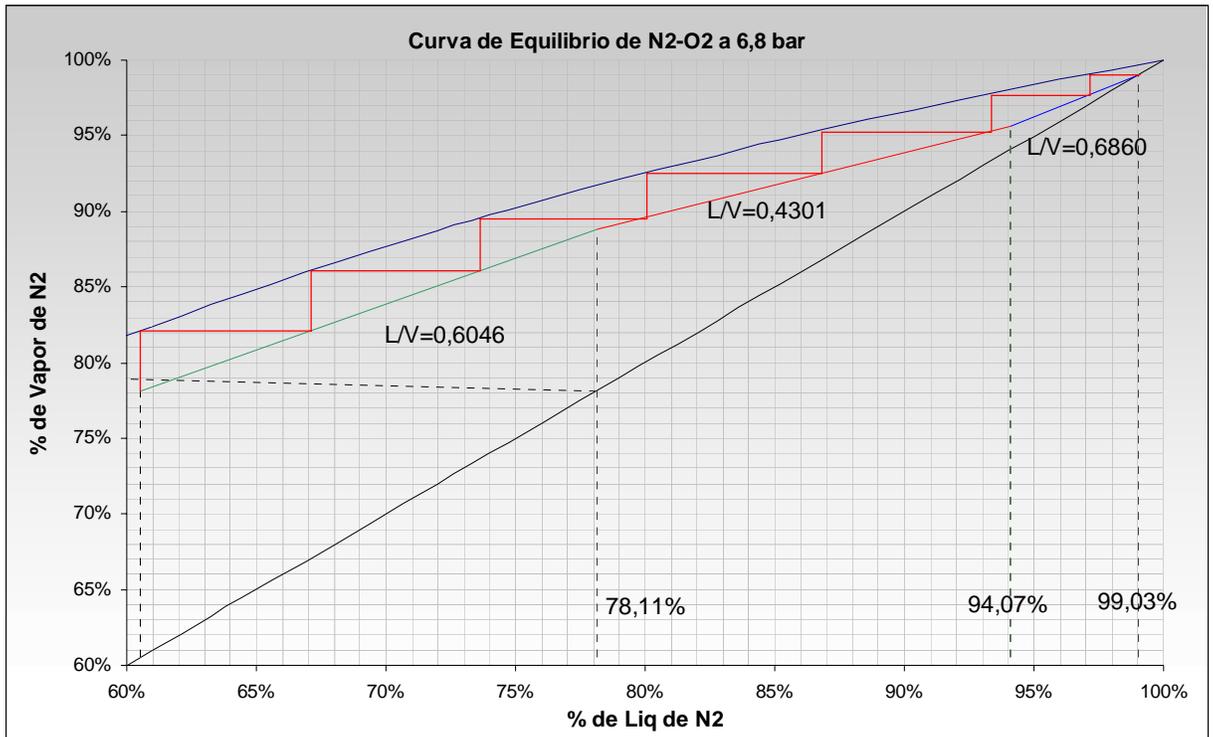


Gráfico 7.3 Curva de Equilibrio de N₂ - O₂.

Por datos reales de otras Plantas de Oxígeno en Chile, se establece que esta columna opera con una eficiencia global del 20%. A través de la ecuación siguiente se calcula el N° de etapas reales:

$$\boxed{\text{eficiencia} = \frac{N^{\circ} \text{ etapas_teoricas}}{N^{\circ} \text{ etapas_reales}}} \quad (\text{ec. 7.87})$$

Entonces el número de etapas reales de la columna de destilación de media presión es 35, a los cuales se le agrega un plato adicional, que representa el condensador. Por lo tanto, el número de platos reales es de 36.

7.11.2 Columna de Baja Presión.

Para establecer el número de etapas de equilibrio que posee la columna de baja presión, se grafican las curvas de saturación para la fase gas y para la fase líquida a distintas concentraciones de nitrógeno.

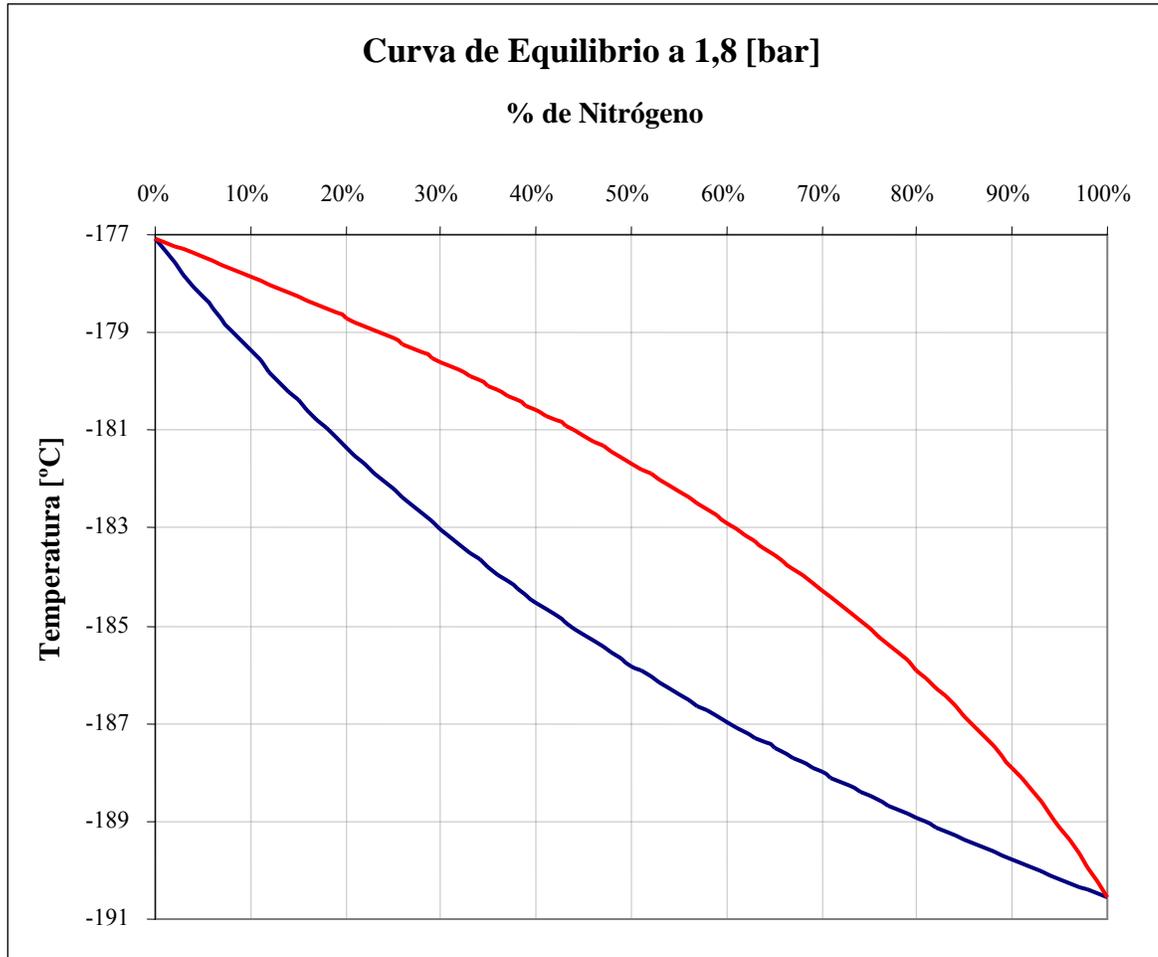


Gráfico 7.4 Curva de Equilibrio.

El siguiente gráfico muestra el número de etapas teóricas de la columna (12 etapas), relacionando la curva de equilibrio para la columna de baja presión y las líneas de operación (L/V), definidas en el Capítulo de Balance de Energía.

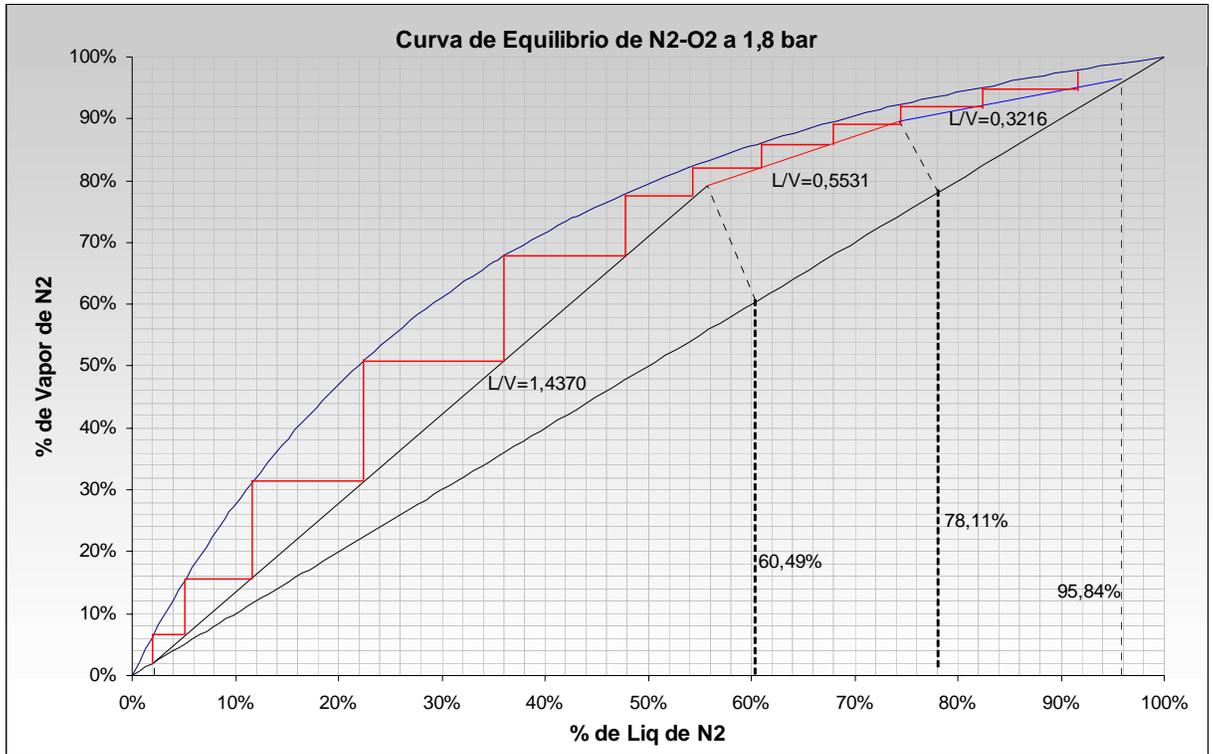


Gráfico 7.5 Curva de Equilibrio de $N_2 - O_2$.

Por datos reales de otras Plantas de Oxígeno en Chile, se establece que esta columna opera con una eficiencia global del 30%. A través de la **ecuación 7.85** se calcula el N° de etapas reales.

Entonces el número de etapas reales de la columna de destilación de baja presión es 40, a los cuales se agrega un plato adicional, que representa el condensador. Por lo tanto, el número de platos reales es de 41.

7.11.3 Diámetro de la Columna de Destilación.

Para calcular el diámetro de la columna se analizaron las distintas relaciones L/V en la columna de destilación. Del cálculo, el mayor diámetro obtenido fue considerado como diámetro único para las dos columnas.

Para calcular las dimensiones del plato se utiliza la siguiente ecuación:

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{ec. 7.88})$$

Donde:

F_{LV} = Factor de flujo líquido - gas.

L_w = Flujo másico de líquido, [Kg/s].

V_w = Flujo másico de gas, [Kg/s].

ρ_v = Densidad del gas, [Kg/m³].

ρ_L = Densidad del líquido, [Kg/m³].

Datos:

$L_w = 8,404$ [Kg/s]

$V_w = 13,901$ [Kg/s]

$\rho_v = 22,868$ [Kg/m³]

$\rho_L = 747,417$ [Kg/m³]

Evalutando:

$$F_{LV} = 0,11$$

Sea l_t = Espaciamiento de plato = 0,2075 [m].

Con F_{LV} y l_t , leer K_1 de la Figura 9 del Anexo III, dando como valor:

$$K_1 = 0,041$$

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (\text{ec. 7.89})$$

Donde:

u_f = Velocidad de inundación, [m/s].

K_1 = Constante.

Evaluando:

$$u_f = 0,231 \left[\frac{m}{s} \right]$$

El diseño se realizará para 85% de la velocidad de inundación.

$$u_{fd} = u_f \cdot 0,85 \quad (\text{ec. 7.90})$$

Donde:

u_{fd} = Velocidad de inundación de diseño, [m/s].

Por lo tanto, evaluando:

$$u_{fd} = 0,196 \left[\frac{m}{s} \right]$$

Entonces, el área requerida es:

$$A_C = \frac{Q_{VAP}}{u_{fd}} \quad (\text{ec. 7.91})$$

Donde:

A_C = Area de la Columna, [m²].

Q_{VAP} = Caudal de vapor, [m³/s].

Caudal de vapor, Q_{VAP}	0,6112	[m ³ /s]
Area de la Columna, A_C	3,116	[m ²]
Diámetro de la Columna, D_C	1,992	[m]

De la misma manera se realizó el cálculo para las demás relaciones L/V, ya sea para la columna de media presión, como para la de baja presión. En resumen, los resultados obtenidos fueron:

L [Nm ³ /h]	25990	18400	29490	11000	17682,5	38474,5
V [Nm ³ /h]	42990	42990	42990	34200	31972,5	26774,5
T ^a [K]	103,15	100,65	98,15	83,15	90,65	98,15
P ^o [bar]	6,8	6,76	6,72	1,67	1,74	1,81
ρ_L [Kg/m ³]	747,417	740,186	736,473	798,083	892,150	1079,147
ρ_V [Kg/m ³]	22,868	23,104	23,388	6,812	6,834	7,054
l_t [m]	0,2075	0,2075	0,2075	0,173	0,173	0,173
F_{LV}	0,11	0,08	0,12	0,03	0,05	0,12
K	0,041	0,041	0,041	0,047	0,046	0,043
u_f [m/s]	0,231	0,228	0,226	0,507	0,524	0,530
Q_{VAP} [m ³ /s]	0,61124	0,605	0,598	1,632	1,521	1,234
u_{fd} [m/s]	0,196	0,194	0,192	0,431	0,445	0,451
A_C [m ²]	3,116	3,116	3,106	3,791	3,418	2,739
D_C [m]	1,992	1,992	1,989	2,197	2,086	1,867

Se considerará el mayor diámetro, es decir, 2,2 [m] para la columna de destilación. Lo que variará en número de perforaciones para el resto de la columna.

7.11.4 Diseño Hidráulico de la Columna.

Para determinar el diseño hidráulico de la columna se utilizó la metodología propuesta por referencia bibliográfica ^(Ref. 29).

a. Dimensiones del Plato.

Para estimar las dimensiones que tendrá cada plato de la columna de media presión se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$A_d = A_C \cdot 0,12 \quad (\text{ec. 7.92})$$

Donde:

A_d = Area de sección transversal de caída de líquido, [m²].

Area de sección transversal de la columna, A_C	3,791	[m ²]
Area de sección transversal de caída de líquido, A_d	0,455	[m ²]

$$A_n = A_C - A_d \quad (\text{ec. 7.93})$$

Donde:

A_n = Area del plato líquido-gas, [m²].

Area del plato líquido-gas, A_n	3,336	[m ²]
-----------------------------------	-------	-------------------

$$A_a = A_C - 2 \cdot A_d \quad (\text{ec. 7.94})$$

Donde:

A_a = Area activa de burbujeo, [m²].

Area activa de burbujeo, A_a	2,881	[m ²]
--------------------------------	-------	-------------------

$$A_h = A_a \cdot 0,1 \quad (\text{ec. 7.95})$$

Donde:

A_h = Area activa de perforaciones, [m²].

Area activa de perforaciones, A_h	0,288	[m ²]
-------------------------------------	-------	-------------------

b. Arreglo de Platos.

Donde:

Q_{liq} = Caudal de líquido por los platos, [m³/s].

D_C = Diámetro de la columna, [m].

Caudal de líquido por los platos, Q_{liq}	1,27·E ⁻²	[m ³ /s]
Diámetro de la columna, D_C	2,2	[m]

Con estos valores, según la Figura 10 del Anexo III, se obtiene:.

Tipo de arreglo	Triangular
Pasos	Simple Cruzado

c. Longitud de la Cuerda.

Con los valores de A_d , A_C , D_C y la Figura 11 del Anexo III, se obtiene:

Donde:

l_w = Longitud de cuerda, [m].

Longitud de cuerda, l_w	1,65	[m]
---------------------------	------	-----

d. Espesores de Espuma sobre la Cuerda.

$$h_{ow} = 750 \cdot \left(\frac{0,7 \cdot L_w}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (\text{ec. 7.96})$$

Donde:

h_{ow} = Espesor de espuma sobre la cuerda, [mm de líq.].

L_w = Flujo másico de líquido, [Kg/s].

ρ_L = Densidad del líquido, [Kg/m³].

l_w = Longitud de canaleta, [m].

Flujo másico de líquido, L_w	9,390	[Kg/s]
Densidad del líquido, ρ_L	736,473	[Kg/m ³]
Longitud de cuerda, l_w	1,65	[m]
Espesor de espuma sobre la cuerda, h_{ow}	23,127	[mm de líq]

Donde:

h_w = Espesor de la cuerda, [mm de liq.].

Espesor de la cuerda (valores entre 40 - 90 [mm de líq]), h_w	50	[mm de líq]
Espesor del Plato, t	3	[mm]

e. Mínima Velocidad de diseño del Gas.

$$u_h = \frac{K_2 - 0,9 \cdot (25,4 - d_h)}{\rho_v^{0,5}} \quad (\text{ec. 7.97})$$

Donde:

u_h = Velocidad mínima de vapor a través de los agujeros, [m/s].

K_2 = Constante que depende de h_w y h_{ow} , ver Figura 12 del Anexo III, se obtiene:

d_h = Diámetro de los agujeros, [mm].

ρ_v = Densidad del gas, [Kg/m³].

Constante, K_2	30,5	
Diámetro de los agujeros, d_h	5	[mm]
Densidad del gas, ρ_v	22,388	[Kg/m ³]
Velocidad mínima de vapor a través de los agujeros, u_h	2,51	[m/s]

f. Máxima Velocidad de diseño del Gas.

$$u_h = \frac{Q_{VAP}}{A_h} \quad (\text{ec. 7.98})$$

Donde:

u_h = Velocidad máxima de vapor a través de los perforaciones, [m/s].

Q_{VAP} = Caudal de vapor, [m³/s].

A_h = Area activa de perforaciones, [m²].

Caudal de vapor, Q_{VAP}	0,585	[m ³ /s]
Area activa de perforaciones, A_h	0,288	[m ²]
Velocidad máxima de vapor a través de los perforaciones, u_h	2,031	[m/s]

g. Caída de Presión en el Plato.

$$h_d = 51 \cdot \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{ec. 7.99})$$

Donde:

h_d = Caída de Presión sin líquido, [mm de líq].

C_o = Constante, a partir de la Figura 13 del Anexo III, se obtiene:

Constante, C_o	0,74	
Velocidad máxima de vapor a través de los perforaciones, u_h	2,031	[m/s]
Densidad del gas, ρ_v	23,388	[Kg/m ³]
Densidad del líquido, ρ_L	736,473	[Kg/m ³]
Caída de Presión sin líquido, h_d	12,204	[mm de líq]

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{ec. 7.100})$$

Donde:

h_r = Caída de Presión residual, [mm de líq].

ρ_L = Densidad del líquido, [Kg/m³].

Caída de Presión residual, h_r	16,972	[mm de líq]
----------------------------------	--------	-------------

$$h_t = h_d + h_r + (h_w + h_{ow}) \quad (\text{ec. 7.101})$$

Donde:

h_t = Caída de Presión total a través del plato, [mm de líq].

Caída de Presión total a través del plato, h_t	102,304	[mm de líq]
--	---------	-------------

Entonces la caída de presión en [bar] es:

$$\Delta P_t = 9,81 \cdot 10^{-8} \cdot h_t \cdot \rho_L \quad (\text{ec. 7.102})$$

Caída de Presión total a través del plato, ΔP_t	0,0074	[bar]
---	--------	-------

h. Distancia y Número de Perforaciones.

$$\frac{A_h}{A_a} = 0,9 \cdot \left[\frac{d_h}{l_p} \right]^2 \quad (\text{ec. 7.103})$$

Donde:

A_h = Area activa de perforaciones, [m²].

A_a = Area activa de burbujeo, [m²].

d_h = Diámetro de los perforaciones, [mm].

l_p = Distancia entre los perforaciones, [mm].

Area activa de perforaciones, A_h	0,288	[m ²]
Area activa de burbujeo, A_a	2,881	[m ²]
Diámetro de los perforaciones, d_h	5	[mm]
Distancia entre los perforaciones, l_p	15	[mm]

$$N^{\circ} \text{ agujeros} = \frac{4 \cdot A_h}{\pi \cdot d_h^2} \quad (\text{ec. 7.104})$$

Número de perforaciones	1.468
-------------------------	-------

V _w [Kg/s]	9,390	5,900	8,404	3,478	5,868	13,717
L _w [Kg/s]	13,689	13,785	13,901	10,813	10,611	9,546
A _d [m ²]	0,455	0,455	0,455	0,455	0,455	0,455
A _n [m ²]	3,336	3,336	3,336	3,336	3,336	3,336
A _a [m ²]	2,881	2,881	2,881	2,881	2,881	2,881
A _h [m ²]	0,2881	0,2881	0,2881	0,2881	0,2881	0,2881
Q _{liq} [m ³ /s]	1,27E-02	8,01E-03	1,12E-02	4,36E-03	6,58E-03	1,27E-02
l _w [m]	1,648	1,648	1,648	1,648	1,648	1,648
h _{ow} [mm de líq.]	23,127	16,966	21,268	11,306	14,876	23,081
h _w [mm de líq.]	50	50	50	50	50	50
K2	30,5	30,5	30,5	30,5	30,5	30,5
d _h [mm]	5	5	5	5	5	5
t [mm]	3	3	3	3	3	3
u _h (min) [m/s]	2,510	2,510	2,539	4,651	4,644	4,571
u _h [m/s]	2,031	2,046	2,110	5,509	5,389	4,697
C0	0,74	0,74	0,74	0,74	0,74	0,74
h _d [mm de líq.]	12,204	12,377	12,683	24,126	20,717	13,431
h _r [mm de líq.]	16,973	16,973	16,724	15,663	14,011	11,583
h _t [mm de líq.]	102,304	96,316	100,675	101,095	99,604	98,094
ΔPt [bar]	0,0074	0,0070	0,0074	0,0079	0,0087	0,0104
l _p [mm]	15	15	15	15	15	15
Nº perf.	1468	1468	1468	1468	1468	1468

En resumen, la doble columna tiene las siguientes características generales:

ITEM	UNIDAD	COLUMNA MEDIA Pº	COLUMNA BAJA Pº
Diámetro	m	2,2	2,2
Altura	m	14,4	16,4
Altura Total	m	32	
Platos Reales	unid	36	41
Distancia Platos	m	0,4	

7.11.5 Intercambiador I7.

Se ha seleccionado el tipo de Intercambiador de Placas con Aletas, debido a que estos equipos ocupan un menor volumen en relación a los de tubo-carcaza, para una misma área de transferencia de calor. Además habrá que considerar que el diseño contempla insertar el intercambiador de calor dentro de la columna de destilación, lo que implica una restricción de tamaño.

Para el diseño del intercambiador de calor se utilizaron las ecuaciones de diseño extraídas de referencia bibliográfica ^(Ref. 33), en la sección de intercambiadores compactos.

Datos:

Fluido Caliente.

$$\begin{aligned}M &= 81.231,5 \text{ [lb/h]} \\T_1 &= -283 \text{ [}^\circ\text{F]} \\T_2 &= -285,8 \text{ [}^\circ\text{F]} \\k_1 &= 0,0919 \text{ [BTU/h}\cdot\text{pie}\cdot^\circ\text{F]} \\ \mu_1 &= 0,223131 \text{ [lb/h}\cdot\text{pie]} \\C_{p1} &= 0,5856 \text{ [BTU/lb}\cdot^\circ\text{F]} \\ \rho_1 &= 43,95 \text{ [lb/pie}^3\text{]}\end{aligned}$$

Fluido Frío.

$$\begin{aligned}m &= 84.289,1 \text{ [lb/h]} \\t_1 &= -287,5 \text{ [}^\circ\text{F]} \\t_2 &= -288,1 \text{ [}^\circ\text{F]} \\k_2 &= 0,11 \text{ [BTU/h}\cdot\text{pie}\cdot^\circ\text{F]} \\ \mu_2 &= 0,4676 \text{ [lb/h}\cdot\text{pie]} \\C_{p2} &= 0,4739 \text{ [BTU/lb}\cdot^\circ\text{F]} \\ \rho_2 &= 69,98 \text{ [lb/pie}^3\text{]}\end{aligned}$$

Calor Transferido:

$$Q = 6.143.237 \text{ [BTU/h]}$$

$$k_{\text{aluminio}} = 86,7458 \text{ [BTU/lb}\cdot\text{°F]}$$

a. Cálculo de la Diferencia de Temperatura.

Para el cálculo de la diferencia de temperatura se ha utilizado la **ecuación 7.9**, antes vista en el punto **7.4.1** dando como resultado lo siguiente:

$$\Delta T_{LMTD} = 4,27 \text{ [}^\circ\text{ F]}$$

$$\boxed{NTU = \frac{t_2 - t_1}{\Delta T_{LMTD} \cdot F_T}} \quad (\text{ec. 7.105})$$

Donde:

NTU = Número de unidades de transferencia.

Se tantea el NTU versus F_T , resultando la ecuación:

$$\boxed{NTU = \frac{0,156}{F_T}} \quad (\text{ec. 7.106})$$

$F_T = 0,9$	$NTU = 0,1575$
-------------	----------------

Por lo tanto, con estos valores obtenidos se entrega una configuración de 1-1.

b. Cálculo del Area del Intercambiador.

Para el cálculo del área del intercambiador se utiliza la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} \quad (\text{ec. 7.107})$$

Donde:

A = Superficie de transferencia de calor, [pie²].

Q = Flujo de calor, [BTU/h].

ΔT = Diferencia verdadera de temperaturas, [°F].

U = Coeficiente total de transferencia de calor, [BTU/h·pie²·°F].

A continuación, se considerará un valor de U el cual fue obtenido de múltiples iteraciones, las cuales fueron realizadas en una planilla Excel.

Por lo tanto $U = 15,4$ [BTU/h·pie²·°F], y luego evaluando, resulta un área de:

$$A = 103.810 \text{ [pie}^2\text{]}$$

c. Cálculo Dimensiones de Intercambiador.

Se utilizarán aletas del tipo Wavy con las siguientes dimensiones; H = 9,53 [mm], t = 0,20 [mm], W = 1,463 [mm] y con 591 [aletas/m].

Se considerarán las siguientes dimensiones del intercambiador:

$$a = 4,5 \text{ [pie]}$$

$$b = 4,5 \text{ [pie]}$$

$$c = 12,5 \text{ [pie]}$$

El número de placas será:

$$N_p = \frac{a}{H} \quad (\text{ec. 7.108})$$

Donde:

N_p = Número de placas.

a = Ancho, [pie].

H = Distancia entre placas, [pie].

El número de aletas por placa será:

$$N_{ap} = \frac{\text{aletas}}{\text{pie}} \cdot b \quad (\text{ec. 7.109})$$

Donde:

N_{ap} = Número de aletas por placa.

b = Profundidad, [pie].

El área real de transferencia de calor será:

$$A = 2 \cdot N_p \cdot N_{ap} \cdot c \cdot (H - t + W) \quad (\text{ec. 7.110})$$

Donde:

A = Area real de transferencia de calor, [pie²].

c = Altura, [pie].

t = Espesor de aleta, [pie].

W = Distancia entre aletas, [pie].

Por lo tanto, evaluando:

$$N_p = 143,9$$

$$N_{ap} = 811$$

$$A = 103.810 \text{ [pie}^2\text{]}$$

d. Cálculo de Coeficientes de Transferencia de Calor.

Para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor para el lado del fluido frío como para el fluido caliente se utilizan las fórmulas conocidas para evaporación y para condensación en equipos de tubo-carcaza. Esto permite obtener valores de coeficientes menores a los reales, lo que se traduce en un equipo de un tamaño un poco mayor.

$$\boxed{A_c = (H - t) \cdot W} \quad (\text{ec. 7.111})$$

Donde:

A_c = Area superficial por aleta, [pie²].

H = Distancia entre placas, [pie].

Datos:

H = 0,0313 [pie]

t = 0,00065 [pie]

W = 0,0048 [pie]

$$\boxed{A_w = 2 \cdot (H - t + W)} \quad (\text{ec. 7.112})$$

Donde:

A_w = Area superficial por aleta, [pie²].

$$\boxed{A'_c = N_{ap} \cdot A_c} \quad (\text{ec. 7.113})$$

Donde:

A'_c = Area superficial entre placas, [pie²].

N_{ap} = Número de aletas por placa.

A_c = Area superficial por aleta, [pie²].

$$D_e = 4 \cdot \frac{A_c}{A_w}$$

(ec. 7.114)

Donde:

D_e = Diámetro equivalente, [pie].

Por lo tanto, evaluando:

$$A_c = 0,00018 \text{ [pie}^2\text{]}$$

$$A_w = 0,071 \text{ [pie}^2\text{]}$$

$$A'_c = 0,1215 \text{ [pie}^2\text{]}$$

$$D_e = 0,008 \text{ [pie]}$$

e. Cálculo de Coeficiente de Transferencia de Calor para Fluido Caliente, h_1 .

$$G_1 = \frac{M}{A'_c \cdot \left[\frac{N_p}{2} \right]}$$

(ec. 7.115)

Donde:

G_1 = Flujo por unidad de área, [lb/h·pie²].

M = Flujo de fluido caliente, [lb/h].

A_c = Area superficial por aleta, [pie²].

N_p = Número de placas.

El coeficiente de transferencia de calor para el caso de evaporación es:

$$h_1 = 0,027 \cdot \frac{k_1}{D_e} \cdot \left(\frac{D_e \cdot G_1}{\mu_1} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{Cp_1 \cdot \mu_1}{k_1} \right)^{1/3} \quad (\text{ec. 7.116})$$

Donde:

h_1 = Coeficiente de transferencia de calor, [BTU/h·pie²·°F].

k_1 = Conductividad térmica, [BTU/h·pie·°F].

D_e = Diámetro equivalente, [pie].

μ_1 = Viscosidad, [Cp].

Cp_1 = Capacidad calorífica, [BTU/lb·°F].

$$\text{Re} = \frac{D_e \cdot G_1}{\mu_1} \quad (\text{ec. 7.117})$$

Donde:

Re = Número de Reynolds.

$$f = \frac{2,5}{\text{Re}^{0,3}} \quad (\text{ec. 7.118})$$

Donde:

f = Factor de Finning.

$$\Delta P_1 = \frac{2 \cdot f \cdot G_1^2 \cdot L_1}{g \cdot D_e \cdot \rho_1} \quad (\text{ec. 7.119})$$

Donde:

ΔP_1 = Caída de presión, [psi].

G_1 = Masa de velocidad, [lb/h·pie²].

L_1 = Largo del intercambiador, [pie].

D_e = Diámetro equivalente, [pie].

g = Factor de conversión; 32,2.

ρ_1 = Densidad del fluido caliente, [lb/pie³].

Datos:

$L_1 = 12,53$ [pie]

Por lo tanto, evaluando:

$$G_1 = 9.293,31 \text{ [lb / h} \cdot \text{pie}^2 \text{]}$$

$$h_1 = 35,98 \text{ [BTU / h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ F \text{]}$$

$$Re = 351,54$$

$$f = 0,4306$$

$$\Delta P_1 = 0,04 \text{ [psi]}$$

f. Cálculo de Coeficiente de Transferencia de Calor para Fluido Frío, h_2 .

$$G_2 = \frac{m}{A_c \cdot \left[\frac{N_p}{2} \right]}$$

(ec. 7.120)

Donde:

G_2 = Flujo por unidad de área, [lb/h·pie²].

m = Flujo de fluido frío, [lb/h].

A_c = Area superficial por aleta, [pie²].

N_p = Número de placas.

El coeficiente de transferencia de calor para el caso de condensación es:

$$h_2 = 0,0278 \cdot \frac{k_2}{D_e} \cdot \left(\frac{D_e \cdot G_2}{\mu_2} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{Cp_2 \cdot \mu_2}{k_2} \right)^{0,4} \quad (\text{ec. 7.121})$$

Donde:

h_2 = Coeficiente de transferencia de calor, [BTU/h·pie²·°F].

k_2 = Conductividad térmica, [BTU/h·pie·°F].

D_e = Diámetro equivalente, [pie].

μ_2 = Viscosidad, [Cp].

Cp_2 = Capacidad calorífica, [BTU/lb·°F].

$$\text{Re} = \frac{D_e \cdot G_2}{\mu_2} \quad (\text{ec. 7.122})$$

Donde.

Re = Número de Reynolds.

$$f = \frac{2,5}{\text{Re}^{0,3}} \quad (\text{ec. 7.123})$$

Donde:

f = Factor de Finning.

$$\Delta P_2 = \frac{2 \cdot f \cdot G_2^2 \cdot L_1}{g \cdot D_e \cdot \rho_2} \quad (\text{ec. 7.124})$$

Donde:

ΔP_2 = Caída de presión, [psi].

G_2 = Flujo por unidad de área, [lb/h·pie²].

L_1 = Largo del Intercambiador, [pie].

D_e = Diámetro equivalente, [pie].

g = Factor de conversión; 32,2.

ρ_2 = Densidad del fluido caliente, [lb/pie³].

Datos:

$L_1 = 12,53$ [pie]

Por lo tanto, evaluando:

$$G_2 = 9.643,11 \text{ [lb / h} \cdot \text{pie}^2 \text{]}$$

$$h_2 = 29,74 \text{ [BTU / h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ \text{F]}$$

$$\text{Re} = 174,03$$

$$f = 0,5318$$

$$\Delta P_1 = 0,06 \text{ [psi]}$$

g. Cálculo de Coeficiente Global de Transferencia de Calor.

$$\boxed{\frac{1}{U_D} = \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} + \frac{H}{k_{aluminio}} + Rd} \quad (\text{ec. 7.125})$$

Donde:

U_D = Coeficiente global de transferencia de calor de diseño, [BTU/h·pie²·°F].

Rd = Factor de obstrucción, [h·pie²·°F/BTU].

Para un factor de ensuciamiento $Rd = 0,003$ [h·pie²·°F/BTU].

Evaluando:

$$U_D = 15,43 \text{ [BTU / h} \cdot \text{pie}^2 \cdot \text{h]}$$

Datos:

$$H_{K1} = 7,47 \text{ [m]}$$

$$H_{K2} = 7,09 \text{ [m]}$$

$$H_{E7} = 3,81 \text{ [m]}$$

Por lo tanto, la altura total de la columna será:

$$H_{Total} = 18,37 \text{ [m]}$$

7.12 Estanques de Almacenamiento.

Un estanque de almacenamiento para el H₂O utilizada para en los intercambiadores de calor, éste tiene aproximadamente una capacidad de 420 [m³]. Y además un estanque que almacena el O₂ líquido producido diariamente. Cuya capacidad es de 351 [m³].

Para estimar las dimensiones de ambos estanques (altura y diámetro), se hizo uso de la Tabla 10 del Anexo IV; conociendo sus capacidades, se buscó el valor más cercano a éstas (sobredimensionando las capacidades) y así, se puede conocer tanto el diámetro como la altura adecuada para cada estanque.

7.12.1 Estanque de Agua.

Material	Acero Carbono ^(Ref. 31)
Capacidad	416,53 [m ³]
Diámetro	7,620 [m]
Altura	9,144 [m]
Espesor	10 [mm]
Tiempo Residencia	1 [h]

Nozzle de Entrada.

Diámetro	9,05 [pulg]
Diámetro Nominal	10" - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	10,020 [pulg]
Diámetro Externo	10,750 [pulg]
Espesor	0,365 [pulg]

Nozzle de Salida.

Diámetro	9,05 [pulg]
Diámetro Nominal	10" - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	10,020 [pulg]
Diámetro Externo	10,750 [pulg]
Espesor	0,365 [pulg]

Nozzle de Instrumentación.

Diámetro Nominal	$\frac{3}{4}$ " - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	1,050 [pulg]
Diámetro Externo	0,824 [pulg]
Espesor	0,113 [pulg]

Nozzle de Drenaje.

Diámetro Nominal	1 $\frac{1}{2}$ " - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	1,610 [pulg]
Diámetro Externo	1,900 [pulg]
Espesor	0,145 [pulg]

Manhole.

Diámetro Nominal	24" - 40 ST
Diámetro Interno	22,626 [pulg]
Diámetro Externo	24 [pulg]
Espesor	0,687 [pulg]

7.12.2 Estanque de Oxígeno Líquido.

Material	Acero Inoxidable 316L – Recubierto con Aislante ^(Ref. 31)
Capacidad	416,55 [m ³]
Diámetro	7,620 [m]
Altura	9,144 [m]
Espesor	25,04 [mm]
Tiempo Residencia	24 [h]

Cabezal

Tipo	Toriesférico
Cantidad	2
Espesor	0,375 [pulg]
Altura	51,291 [pulg]
Volumen	1.323 x cabezal [pie ³]

Nozzle de Entrada.

Diámetro	2,112 [pulg]
Diámetro Nominal	2,05” - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	2,469 [pulg]
Diámetro Externo	2,875 [pulg]
Espesor	0,203 [pulg]

Nozzle de Salida.

Diámetro	2,112 [pulg]
Diámetro Nominal	2,05” - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	2,469 [pulg]
Diámetro Externo	2,875 [pulg]
Espesor	0,203 [pulg]

Nozzle de Instrumentación.

Diámetro Nominal	¾" - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	1,050 [pulg]
Diámetro Externo	0,824 [pulg]
Espesor	0,113 [pulg]

Nozzle de Drenaje.

Diámetro Nominal	1 ½" - 40 ST 40 S
Diámetro Interno	1,610 [pulg]
Diámetro Externo	1,900 [pulg]
Espesor	0,145 [pulg]

Manhole.

Diámetro Nominal	24" - 40 ST
Diámetro Interno	22,626 [pulg]
Diámetro Externo	24 [pulg]
Espesor	0,687 [pulg]

CAPITULO VIII

ORGANIZACION

DE LA

PLANTA

8. ORGANIZACION DE LA PLANTA.

8.1 Introducción.

En toda empresa es necesario dar una estructuración y equilibrio, tanto en la gestión del personal como en la producción. Para tal efecto, se desarrolla un organigrama que da a conocer las partes más relevantes que la conforman, siendo éstas la organización del personal y las operaciones realizadas en la planta, incluyendo la función administrativa: oficina y equipamiento; personal y sus remuneraciones; ejecutivos, profesionales, administrativos y operarios; y la distribución en planta de equipos, instalaciones y oficinas.

Por su parte, la organización de una empresa es la estructuración técnica de las relaciones que deben existir entre las funciones, niveles y actividades de los componentes materiales y humanos de un organismo social, con el fin de lograr su máxima eficiencia dentro de los planos y objetivos que se quiere alcanzar. La organización toma en cuenta la creación de una estructura en la que se distingue claramente una jerarquía en diferentes niveles, exponiéndose con claridad las funciones de cada uno de los elementos que la forma.

Es importante tener en cuenta ciertos factores que influyen en un organismo, tales como:

- Los costos y la estructura de la parte organizacional, ya que estos juegan un rol fundamental en la factibilidad del proyecto.
- El tamaño de la estructura organizativa está sujeta a economías de escala, puesto que el número de personas encargadas de la administración crece en forma menos que proporcional al aumento del tamaño de la organización.

8.2 Aspectos Generales.

Para que se justifique la existencia de cualquier rol organizacional, se requiere:

- Que tenga objetivos ciertos y precisos.
- Que exista un concepto claro de los deberes o actividades que deba realizar.
- Que haya un entendimiento del área de autoridad de cada persona. Para que cada cual sepa que debe hacer para obtener los resultados deseados.

Dentro de este concepto se puede afirmar que organizar es agrupar actividades necesarias para alcanzar ciertos objetivos, asignar a cada grupo un administrador con la autoridad necesaria para supervisarlos y coordinar en sentido horizontal y vertical toda la estructura de la empresa. Así, una estructura organizacional debe estar diseñada de manera que sea perfectamente clara para todos quién debe realizar determinada tarea y quién es responsable por determinados resultados.

Para una adecuada organización de las distintas áreas que debe cubrir una empresa, es imprescindible obtener un buen funcionamiento y desarrollo de ésta. Es así, como la organización de la empresa se realizará mediante una departamentalización de actividades, distribuyendo cargos y responsabilidades dentro de cada uno de los departamentos, según la función que estos ocupen dentro del proceso de producción.

8.3 Estructura por Departamentos.

El término departamento designa un área, división o rama distintiva de una empresa, en la que un administrador tiene autoridad sobre la ejecución de actividades específicas.

Antes de mencionar la organización por departamentos se debe nombrar la **Gerencia General**, la cual es el pilar de la empresa encargado de planear, organizar, dirigir, coordinar y controlar las actividades de las demás áreas de la empresa, y tiene por objetivo ciertas funciones primordiales como:

- Formalizar objetivos completos.
- Distribuir, adjudicar encargos y actividades con el fin de alcanzar las metas propuestas.
- Generar un clima organizacional de compromiso.
- Motivar positivamente a cada uno de los departamentos, con el objetivo de que logren una máxima eficiencia en las tareas desempeñadas.

La planta de Oxígeno, se dividirá básicamente en tres departamentos:

- Departamento de Administración.
- Departamento de Producción.
- Departamento de Control de Calidad y Desarrollo.

8.3.1 Departamento de Administración.

El departamento de Administración y Finanzas se encarga de la labor administrativa y financiera de la empresa, para lo cual cuenta con un sistema computacional de contabilidad e información financiera en línea con los bancos con los cuales opera. A su cargo están las funciones financieras y de contabilidad, las que involucran la obtención, custodia e inversión de fondos; la contabilidad general de la empresa; créditos, cobranzas y auditorías. Es indispensable para esto, tener algún enlace entre el encargado de créditos y el departamento de ventas.

Entre sus objetivos se encuentra el desarrollar y establecer los mecanismos que permitan satisfacer al menor costo y en forma oportuna las demandas que

realizan las distintas unidades de la empresa. Este departamento controla, guía y dirige los siguientes sub-departamentos:

a.- Ventas y Adquisiciones.

Su tarea es realizar las compras para proveer a la empresa de los materiales y demás provisiones (equipos, repuestos, suministros, etc.) requeridos cuando y donde sean necesarios a un precio acorde con las condiciones prevalecientes. El departamento de ventas, es el encargado de persuadir a un mercado de la existencia de un producto, valiéndose de su fuerza de ventas o de intermediarios, aplicando las técnicas y políticas de ventas acordes con el producto que se desea vender. Dentro del departamento de ventas y adquisiciones se incluye el Marketing, el cual se encarga de desarrollar las políticas de promoción y venta de los productos que comercializa la empresa, los cuales se desarrollan a nivel nacional mediante televisión, radio, publicidad en las calles, afiches, a través de distribuidores, etc. Su tarea es determinar el mercado que se desea para el producto, los métodos para crear demanda, los canales de distribución a emplear, y varias combinaciones de ellos, entre otros.

b.- Recursos Humanos.

Los Recursos Humanos son todas aquellas personas que integran o forman parte de una organización. Su finalidad es conseguir y conservar un grupo humano de trabajo cuyas características vayan de acuerdo con los objetivos de la empresa, a través de programas adecuados de reclutamiento, selección, capacitación y desarrollo. Debe contribuir de manera positiva al desempeño eficiente de la función económica de la empresa, con el objetivo de conseguir el desarrollo máximo del individuo, buenas relaciones de trabajo entre patrones y empleados, y aprovechar eficientemente los recursos humanos.

Se encarga de la contratación de personal adecuado y su capacitación para desempeñar tareas específicas. Debe velar por el cumplimiento de los deberes y obligaciones de los trabajadores.

Sus funciones pueden resumirse en:

- Suministrar mano de obra adecuada, realizando la contratación, selección, colocación, ascensos y jubilaciones del personal de la empresa.
- Preparar y Capacitar. Entregando una introducción al trabajo, enseñanza y preparación de jefes, programas especiales para graduados técnicos y otros empleados selectos y educación industrial en general.
- Mantener relaciones colectivas satisfactorias.
- Planeación de Recursos Humanos. Realizando periódicamente una auditoria de los mismos para ver si están desempeñando satisfactoriamente sus labores, pudiendo rotar a los que considere inapropiados para dicho puesto.

c.- Finanzas.

Esta área se encarga de la obtención de fondos y del suministro del capital que se utiliza en el funcionamiento de la empresa, procurando disponer con los medios económicos necesarios para cada uno de los departamentos, con el objeto de que puedan funcionar debidamente. Su tarea es controlar el estado de los activos y pasivos, como también el estado de pérdidas y ganancias de la empresa. Para ello debe tomar importantes decisiones, las que muchas veces son apoyadas por el área de ventas.

El área de finanzas tiene implícito el objetivo del máximo aprovechamiento y administración de los recursos financieros.

8.3.2 Departamento de Producción.

Tradicionalmente considerado como uno de los departamentos más importantes, ya que formula y desarrolla los métodos más adecuados para la elaboración de los productos y/o servicios, al suministrar y coordinar: mano de obra, equipo, instalaciones, materiales, y herramientas requeridas.

Este departamento se sub-divide en:

a.- Producción.

Este departamento es el motor de la compañía siendo el encargado de la elaboración, envasado, control, almacenamiento y despacho de los productos con que cuenta la empresa. Se encarga de controlar los procesos de transformación de las materias primas hasta la obtención de los productos finales. Una de sus labores más importantes es el planteamiento de las órdenes: control de inventario, programación y preparación de los presupuestos de producción.

Además, en conjunto con el departamento de finanzas debe supervisar el abastecimiento de materias primas para la producción, tratando de obtener la mayor calidad al menor costo.

b.- Mantenición.

Se encarga de la mantención mecánica y eléctrica de los equipos y lugares de trabajo. Este mantenimiento involucra: generación y distribución de fuerza motriz, transporte en planta, mantenimiento de equipos y herramientas del terreno, edificios e instalaciones de maquinaria. Debe realizar las inspecciones de los materiales, equipos y los lugares de trabajo. El mantenimiento, también se ocupa de la seguridad de todo el personal que trabaja en la planta.

8.3.3 Departamento de Control y Desarrollo.

Debido a la importancia en el control del proceso de producción de oxígeno, se dispondrá de un departamento de control de calidad y desarrollo, el cual estará supervisado directamente por el gerente de la planta, siendo independiente del departamento de producción. Este departamento estará constituido por un Jefe de Control de Calidad, el cual deberá supervisar y controlar el correcto funcionamiento de la producción a través de todas las etapas involucradas en ella, de modo de lograr una óptima calidad en el producto final basándose en las características deseadas.

8.4 Organización y Distribución del Personal en la Planta.

La distribución del personal se realizó en base a las necesidades y requerimientos de cada departamento. En la **figura 8.1**, se muestra la Organización de la Empresa.

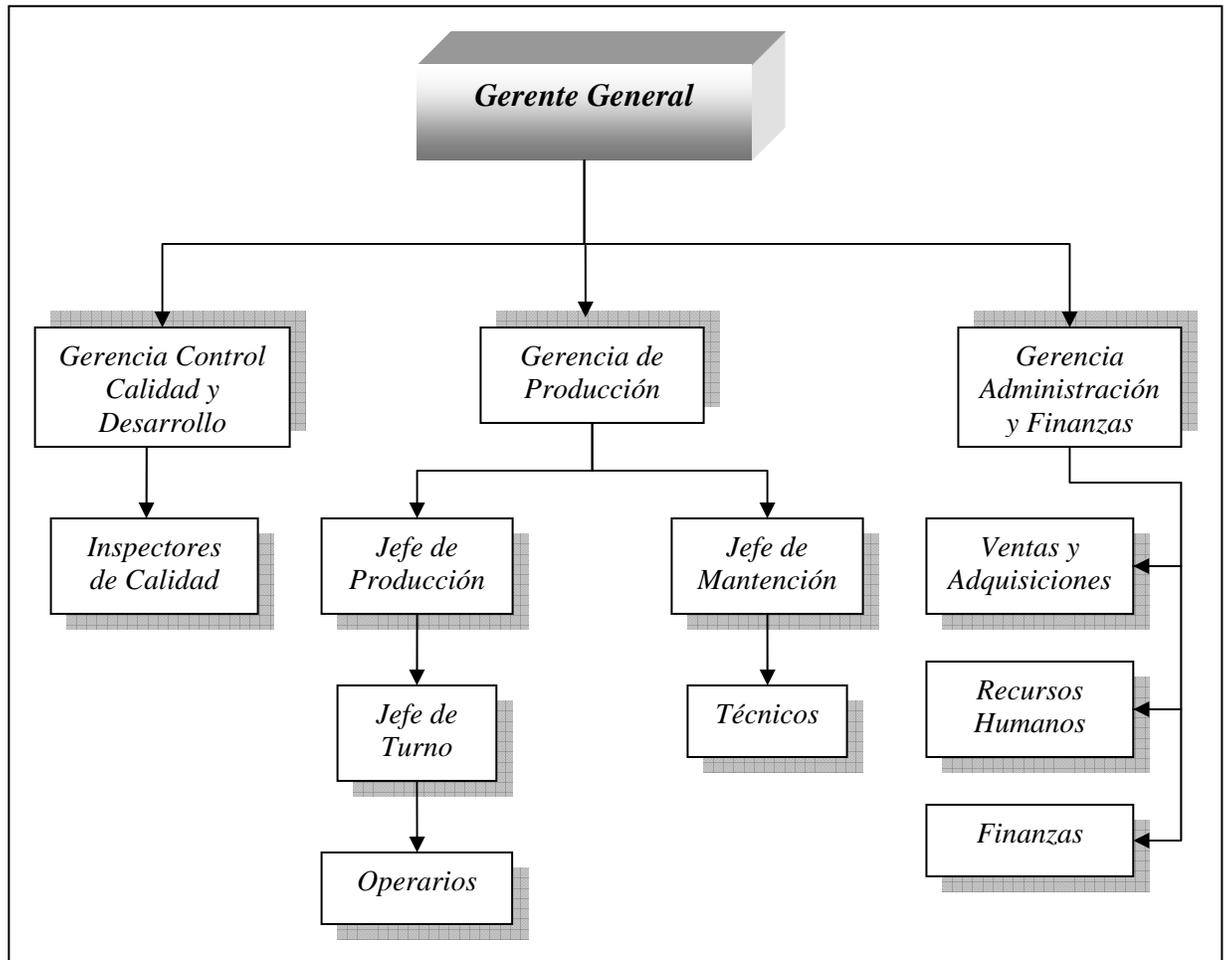


Figura 8.1 Organigrama de la Empresa.

En la Tabla 8.1 se muestra la distribución de la empresa por departamentos, realizada según el cargo del personal de la planta.

Tabla 8.1 Distribución de la Empresa por Departamentos.

DEPARTAMENTO	CARGO
Gerencia	1 Gerente General 1 Secretaria
Depto. Producción	1 Gerente Producción 1 Secretaria
Producción	1 Jefe de Producción 3 Jefes de Turno
Mantenición	1 Jefe de Mantención 3 Técnicos
Depto. Administración y Finanzas	1 Gerente Administración y Finanzas 1 Secretaria 1 Ayudante
Ventas y Adquisiciones	1 Jefe de Ventas y Adquisiciones
Recursos Humanos	1 Jefe de Personal
Finanzas	1 Jefe de Finanzas 1 Secretaria 1 Ayudante
Depto. Control de Calidad y Desarrollo	1 Jefe de Control de Calidad 1 Técnico Laboratorista 1 Inspectores

8.5 Sistema de Trabajo en la Empresa.

8.5.1 División del Proceso Productivo.

El proceso productivo estará dividido en secciones de manera de facilitar el control del proceso mediante elaboración de planillas de control; al igual que la distribución de los equipos en planta.

Las secciones serán las siguientes:

- Recepción, filtrado y compresión de la materia prima (aire).
- Zona del Proceso (Purificación, Enfriamiento, Compresión y Expansión).
- Obtención del Producto (Destilación).
- Envasado (Estanque de Almacenamiento).

8.5.2 Jornada Laboral.

La jornada de trabajo dependerá del área de trabajo: el personal administrativo cumplirá funciones de 8 horas administrativas, es decir, desde las 08:00 horas a 13:00 horas y 13:45 horas a 17:45 horas de lunes a viernes.

La jornada del personal del área de producción, estará dividido en 3 turnos que serán en los horarios: 08:00 a 17:00 horas, 16:00 a 01:00 horas y 00:00 a 09:00 horas. Este horario será cumplido por todo el personal de producción, exceptuando los jefes de departamentos que cumplirán horario administrativo.

Además, se debe considerar que en el sistema de turnos hay un descanso luego de finalizar los tres turnos, por lo cual es necesario en este caso considerar un turno de descanso para ser más eficiente el trabajo en la planta.

8.5.3 Determinación del Número de Operarios.

Para la evaluación del número de operarios se utilizará la siguiente ecuación, la cual permitirá conocer a relación del número de operarios con la capacidad productiva de la planta.

$$\boxed{HM = 10,4 \cdot Q_P^{0,25}} \quad (\text{ec. 8.1})$$

Donde:

HM = Número de horas hombre requerida, [horas hombre/día etapas].

Q_P = Capacidad de producción de la planta, [Ton/día].

En cuanto a la determinación del número de operarios totales de la planta, se empleará la siguiente ecuación:

$$\boxed{O = \frac{HM \cdot n}{Ht}} \quad (\text{ec. 8.2})$$

Donde:

O = Número de operarios en la planta, [hombre/día].

Ht = Horas diarias por turno, [h].

n = Número de etapas en el proceso, [etapas].

La capacidad de la planta de oxígeno es de aproximadamente 400 [Ton/día], con esto se obtiene un valor de número de horas hombre requerida (HM) de 46,5 [horas hombre/día]. Considerando que los turnos son de 9 horas diarias y las etapas del proceso son 5, se necesitarían 26 operarios diarios. Como la planta opera en 5 turnos diarios, el número de trabajadores por turno será de 5, contando el turno de descanso.

8.6 Layout de la Planta.

En este punto se determinan las superficies que ocuparán los diferentes edificios y equipos de proceso, con su respectiva distribución en la planta. Esto es un aspecto importante para lograr un correcto funcionamiento del proyecto una vez en marcha, debido a que si se produce una incorrecta ubicación o bien no se dispone de espacio suficiente, se puede impedir la operación bajo los supuestos de diseño.

Las distintas superficies a determinar serán estimadas, tomando en cuenta los siguientes puntos:

- Un mejor desplazamiento del personal dentro de la planta.
- La posible ampliación de la planta.

Por otra parte las áreas a considerar serán divididas como se señala a continuación:

- a. Area de Estanques de Almacenamiento.
- b. Area de Oficinas.
- c. Area de Servicios y Mantenimiento.
- d. Area de Procesos.

a. Area de Estanques de Almacenamiento.

En esta área se colocarán los dos estanques de almacenamiento presentes en la planta, el área total ocupada por los estanques es aproximadamente de 91 [m²], sin embargo, se debe considerar un espaciamiento entre ellos, para lo cual se utilizarán 50 [m²] entre cada estanque. Finalmente el área necesaria para los estanques de almacenamiento es:

$$\text{Area de Estanques de Almacenamiento} = 141 \text{ [m}^2\text{]}$$

b. Area de Oficinas.

Este sector de la planta contiene una serie de oficinas dedicadas principalmente a labores administrativas. Por lo tanto, se señalará un detalle de los distintos espacios físicos que este sector debiera tener:

	Número	Area [m ²]
Oficina Gerente General	1	25
Oficina Gerente Producción	1	16
Oficina Gerente de Adm. y Finanzas	1	16
Oficinas Administrativas	4	64
Baños Administrativos	2	20
Recepción	1	16

De esta manera:

$$\text{Area de Oficinas} = 157 \text{ [m}^2\text{]}$$

c. Area de Servicios y Mantención.

Este sector, esta destinado principalmente a brindar diferentes servicios al personal, como al proceso productivo. A continuación se señalará un detalle de los espacios a considerar, con su respectiva asignación de área:

	Area [m ²]
Oficina Jefe de Turno	9
Pañol	30
Taller de Mantención	81
Estacionamiento y Jardín	200
Comedor	49
Baños y Lockers	35

Por lo tanto:

$$\text{Area de Servicios y Mantenición} = 404 \text{ [m}^2\text{]}$$

d. Area de Procesos.

Este sector de la planta es donde se ubican los distintos equipos de procesos, se debe constar de espacio para la instalación de ellos, la circulación del personal y de vehículos; y un espacio adecuado para las correspondientes reparaciones de los equipos:

$$\text{Area de Procesos} = 500 \text{ [m}^2\text{]}$$

8.6.1 Superficie Total.

El área total necesaria para la instalación de la planta se determinará considerando un área de tráfico de vehículos igual a 1.000 [m²]. Según lo antes señalado se tendrá lo siguiente:

	Area [m²]
Estanques de Almacenamiento	141
Oficinas	157
Servicios y Mantenición	404
Procesos	500
Tráfico	1.000
AREA TOTAL	2.202

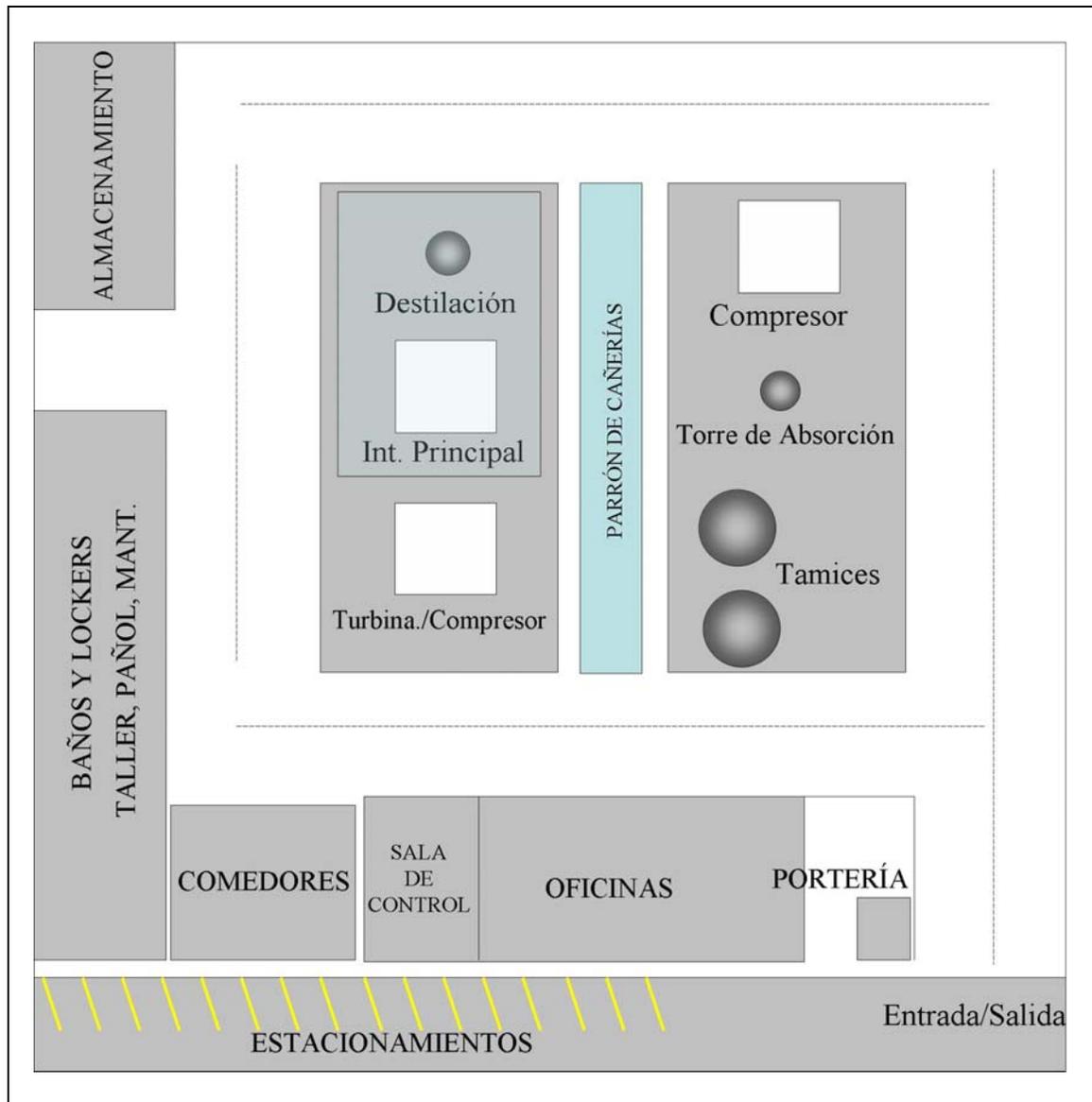
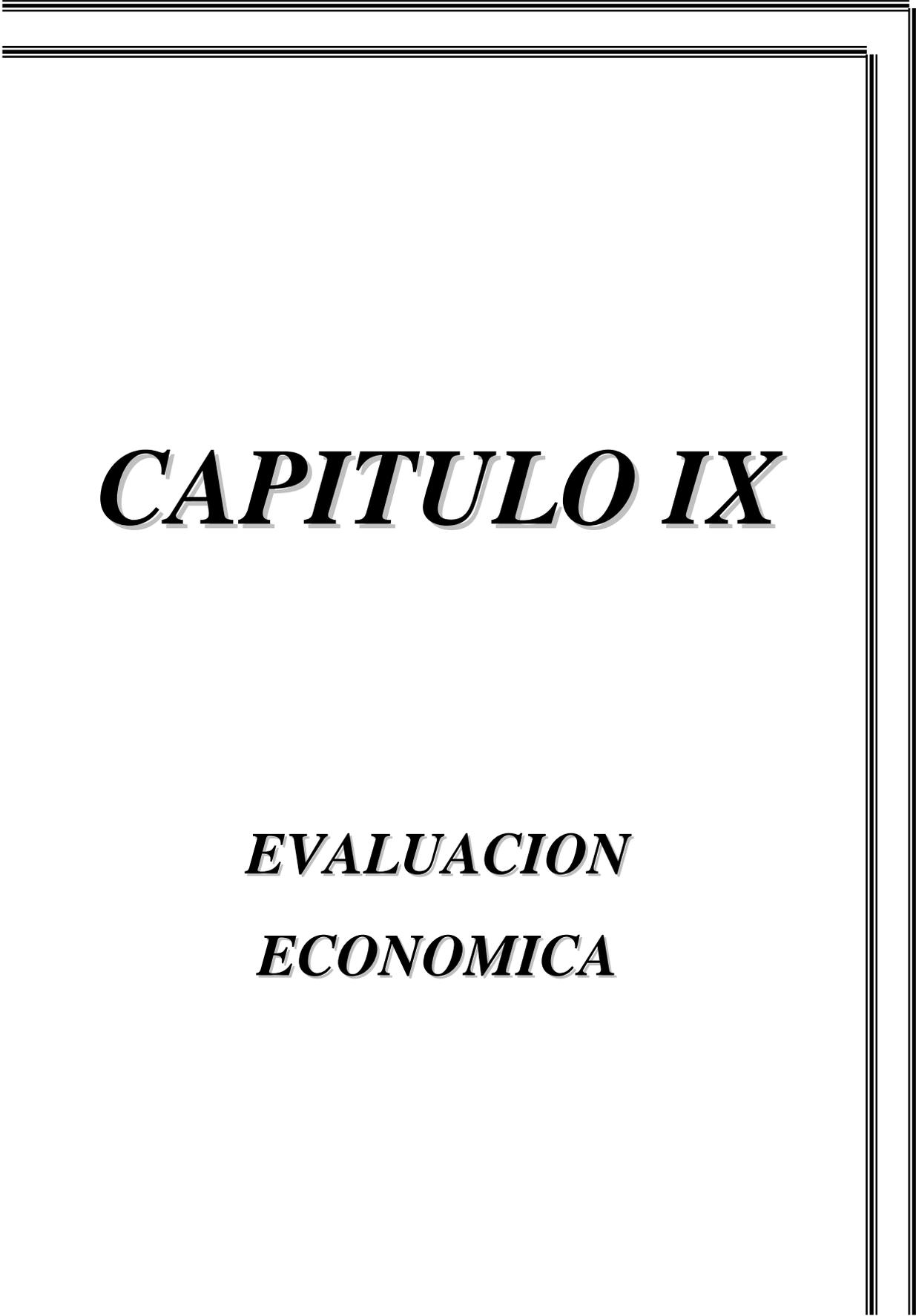


Figura 8.2 Layout de la Planta.



CAPITULO IX

***EVALUACION
ECONOMICA***

9. EVALUACION ECONOMICA.

9.1 Introducción.

Este capítulo tiene como objetivo determinar la factibilidad económica para instalar una planta de oxígeno, evaluando esta alternativa versus la compra de oxígeno a las empresas existentes en el mercado, a través del costo total del producto anual.

En esta etapa de evaluación económica se busca determinar la rentabilidad de la inversión en el proyecto, con lo que se requiere de la información necesaria para cuantificar el total de gastos previos y además su puesta en marcha, así como también costos e ingresos de operación posterior a la puesta en marcha, derivados de los estudios de tamaño, organización, mercado y localización. Finalmente se determinará la viabilidad del proyecto utilizando el V.A.N. (Valor Actual Neto). Los pasos considerados en la evaluación son los siguientes:

- a. Estimación de costos de equipos, materias primas, personal, ventas y precios.
- b. Predicción de cómo estos variarán durante la vida del proyecto.
- c. Tratamiento de esta información para obtener una medida o índice de la rentabilidad.

Entre los criterios de evaluación, existen dos clases de índices:

- a. En función del dinero: Valor Anual Neto (V.A.N.).
- b. En función de una tasa de interés de retorno de capital: tasa de retorno contable (T.R.C.) y tasa interna de retorno (T.I.R.).

De los métodos existentes, el más confiable y usado actualmente es el V.A.N., ya que éste es el único que considera todos los flujos, su magnitud, el tiempo y el valor del dinero en el tiempo.

Matemáticamente el V.A.N. se define como:

$$V.A.N. = \sum_{t=1}^n \frac{(I_t - E_t)}{(1+i)^t} - I_0 \quad (\text{ec. 9.1})$$

Donde:

I_t = Ingresos en el período t .

E_t = Egresos del mismo período.

I_0 = Inversión inicial.

i = Tasa de interés atractivo de la empresa.

Este criterio plantea que un proyecto debe aceptarse si su valor actual neto es igual o superior a cero, donde el V.A.N. es la diferencia entre todos sus ingresos y egresos expresados en moneda actual. Para el caso de la Planta de Oxígeno anexa a una fundición, se aceptará como más aceptable aquella alternativa con un V.A.N. mayor. El T.I.R. no se analizará en este caso, ya que no se obtienen ganancias por ventas.

9.2 Inversión Total.

La inversión total inicial es la suma del capital fijo, el capital de trabajo y los gastos de la puesta en marcha.

9.2.1 Capital Fijo.

El capital fijo tiene referencia a las inversiones necesarias para la adquisición del terreno, los equipos y su instalación, y todos aquellos gastos necesarios para que la planta quede en condiciones de operar. El capital fijo se divide en capital fijo depreciable y no depreciable.

a.- Capital Fijo Depreciable.

Para la determinación del capital fijo depreciable se consideran los siguientes ítems:

- Costos de equipos.
- Instrumentación Regular.
- Costos de Instalaciones.
- Instalaciones Eléctricas.

- Edificios.
- Servicios Generales y Mejoras.
- Cañerías.

Los equipos se consideran con una vida útil de 10 años y los edificios con una vida útil de 20 años.

A continuación, se detalla el cálculo de cada uno de ellos.

a. Costo de Equipos.

Para la determinación de este ítem, se realizó el cálculo a través del costo indexado para cada equipo de la planta (Ver Figura 2 y 3 del Anexo VI).

Costo de Equipos = US\$ 6.141.163.-

b. Costo de Instrumentación Regular.

Este se estimó como un 10% del costo total de los equipos.

Instrumentación Regular = US\$ 614.116.-

c. Costo de Instalaciones.

Incluye aislación y pintura. Se considera un 15% del costo total de los equipos.

Costo de Instalaciones = US\$ 921.174.-

d. Edificios.

Se considerará un 10% del costo de los equipos.

Edificios = US\$ 614.116.-

e. Instalación Eléctrica.

Se considerará un 7% del costo de los equipos.

Instalaciones Eléctricas = US\$ 429.881.-

f. Servicios Generales y Mejoras.

Se considerará un 10% del costo de los equipos.

Servicios Generales y Mejoras = US\$ 614.116.-

g. Cañerías.

Se considerará un 3% del costo total de los equipos.

Cañerías = US\$ 184.235.-

Por lo tanto, el capital fijo depreciable total es aproximadamente:

Total Capital Fijo Depreciable = US\$ 9.518.803.-

b.- Capital Fijo No Depreciable.

Es un bien tangible que tiene la característica económica de generar un flujo de ingreso o beneficio futuro a su propietario, y que está sujeto a una devaluación en el tiempo, la cual se determina por su uso y/o antigüedad o velocidad de obsolescencia.

Como capital fijo no disponible se considera los siguientes ítems:

- Valor del Terreno.
- Costos de Ingeniería.
- Imprevistos y Contingencias.
- Preparación del Terreno.

a. Valor del Terreno.

El valor del terreno se estima en 1,4 [UF/m²] para un terreno industrial en la segunda región de Chile (Valor UF = \$18.400, Abril 2007).

Se tiene en consideración que el área de la planta será de 2.127 [m²] y que: US\$ 1 es equivalente a \$540, por lo tanto:

$$\text{Valor del Terreno} = \text{US\$ } 101.466.-$$

b. Costos de Ingeniería (3% del Capital Fijo Depreciable).

$$\text{Costos de Ingeniería} = \text{US\$ } 285.564.-$$

c. Imprevistos y Contingencias (3% del Capital Fijo Depreciable).

$$\text{Imprevistos y Contingencias} = \text{US\$ } 285.564.-$$

d. Preparación del Terreno (3% del Capital Fijo Depreciable).

$$\text{Preparación del Terreno} = \text{US\$ } 285.564.-$$

Por lo tanto, el capital fijo no depreciable es:

$$\text{Total Capital Fijo No Depreciable} = \text{US\$ } 856.692.-$$

Finalmente, el capital fijo total es:

$$\text{Total Capital Fijo} = \text{US\$ } 10.375.495.-$$

9.2.2 Capital de Trabajo.

Es parte de los costos de inversión total, bienes tangibles o intangibles que se acumulan para asegurar el normal desarrollo del proceso productivo, los cuales son capaces de permitir poner en marcha el ciclo productivo.

Si bien existen métodos más exactos para determinar el Capital de Trabajo, para proyectos de prefactibilidad éste se estimó en un 10% del Capital Fijo.

Capital de Trabajo = US\$ 1.037.550.-

9.2.3 Gastos de Puesta en Marcha.

Los gastos de la puesta en marcha se estiman como un 10% del Capital Fijo.

Gastos de Puesta en Marcha = US\$ 1.037.550.-

9.2.4 Determinación de la Inversión Total.

Es la suma del capital fijo, capital de trabajo y gastos de puesta en marcha. En la Tabla 9.1 se muestra la Inversión Total de la Planta.

Tabla 9.1 Inversión Total de la Planta.

Inversión Total	US\$
Capital Fijo	10.375.495.-
Capital de Trabajo	1.037.550.-
Gastos de Puesta en Marcha	1.037.550.-
Imprevistos y Contingencias	3.112.649.-
TOTAL	15.563.243.-

9.3 Costo Total del Producto.

El Costo Total del Producto es la suma de todos los costos involucrados desde el punto de partida de la fabricación en la planta hasta su colocación en el mercado.

Este costo se subdivide en dos puntos:

- Costo de Operación o Producción.
- Gastos Generales de la Empresa.

9.3.1 Costos de Operación o de Producción.

Comprende todos los gastos relacionados con la operación y producción de la planta. Se subdivide generalmente en tres categorías principales:

- Costos Directos de Operación o Costos Variables.
- Costos Indirectos o Costos Fijos.
- Gastos Generales de la Planta.

a.- Costos Directos de Operación o Costos Variables.

Aquí se incluye todo gasto directamente asociado con la operación de la planta. Comprende principalmente materias primas (incluyendo transporte, descarga, almacenamiento, etc.); sueldos de personal directamente relacionado con la operación de la planta; reparación y mantención de planta; suministros de operación; servicios (agua, vapor, aire, combustibles, electricidad, refrigeración, etc.).

a. Materias Primas.

Los costos de las materias primas para la fabricación de oxígeno es el aire, por lo tanto, para este ítem el costo de materias primas no será considerado.

b. Mano de Obra.

Este punto se refiere al costo unitario de la mano de obra, esto quiere decir, salario promedio por hora (o día) dividido por el volumen de producción. En la Tabla 9.2 se detallarán los sueldos por cargo desempeñado en la empresa y la cantidad de personas que se requieren.

Tabla 9.2 Sueldos por Cargo desempeñado en la Empresa.

Cantidad	Ítem	US\$/mensuales	Meses	Total US\$/año
1	Gerente General	6.000	12	72.000
4	Secretaria	500	12	24.000
1	Gerente de Producción	5.000	12	60.000
1	Jefe de Producción	3.000	12	36.000
3	Jefes de Turno	1.200	12	43.200
1	Jefe de Mantención	1.200	12	14.400
3	Técnicos en Mantención	800	12	28.800
1	Gerente de Adm. y Finanzas	5.000	12	60.000
2	Ayudante	300	12	7.200
1	Jefe de Ventas y Adquisiciones	1.200	12	14.400
1	Jefe de Personal	1.200	12	14.400
1	Jefe de Finanzas	1.200	12	14.400
1	Jefe de Control de Calidad	1.200	12	14.400
1	Técnico Laboratorista	900	12	10.800
1	Inspector	600	12	7.200
Total				421.200

d. Servicios Generales.

Aquí se incluyen agua de proceso y electricidad para servicios básicos. A continuación se muestra el cálculo de los servicios generales (Tabla 9.3).

Tabla 9.3 Servicios Generales de la Planta.

Cantidad	Unidad	Item	Costo		Horas Anuales	Total U\$
130	[m ³ /h]	Agua Enfriamiento	0,25	[US\$/m ³]	8.160	265.200
8.447	[KW]	Energía Eléctrica	0,04	[US\$/KWh]	8.160	2.757.101
Total						3.022.301

e. Supervisión.

Se considera un 15% del sueldo del personal de la planta.

$$\text{Supervisión} = \text{US\$ } 63.180.-$$

f. Mantenición y Reparación.

Se considera un 20% del capital fijo.

$$\text{Mantenición y Reparación} = \text{US\$ } 2.075.099.-$$

g. Suministros de Operación.

Se considera un 15% del costo de mantención y reparación.

$$\text{Suministros de Operación} = \text{US\$ } 311.265.-$$

h. Laboratorio.

Se considera un 15% del sueldo del personal de la planta.

$$\text{Laboratorio} = \text{US\$ } 63.180.-$$

i. Patentes y Royalties.

Se considera un 3% del costo total del producto.

$$\text{Patentes y Royalties} = \text{US\$ } 264.768.-$$

El total de costos directos será:

$$\text{Costos Directos} = \text{US\$ } 6.180.993.-$$

b.- Costos Indirectos o Costos Fijos.

Estos gastos están siempre presentes aunque la planta no este funcionando, no dependen de la cantidad producida. Los costos fijos más importantes son:

- Seguros.
- Contribuciones de bien raíz e impuestos locales.

a. Seguros.

Las diversas instalaciones de una fábrica (equipos, edificios, etc.) deben asegurarse contra posibles riesgos de accidente, incendios, etc. Para los equipos y maquinarias en condiciones normales de operación, estas primas se estiman en un 4% del capital fijo invertido.

Seguros = US\$ 415.020.-

b. Contribuciones e Impuestos.

Las municipalidades en donde se instalan, exigen una serie de pagos que hay que efectuar localmente. Uno de estos corresponde a las contribuciones de bienes raíces, los cuales se pagan anualmente basándose en un porcentaje del valor de la propiedad; éste se considerará en un 2%.

Contribuciones e Impuestos = US\$ 2.029.-

c.- Gastos Generales de la Planta.

Estos gastos, no incluidos en los costos anteriores, tienen una relación directa con la operación de la planta y no deben confundirse con los gastos generales de una empresa. Estos costos se estiman en un 70% de los costos que suman los sueldos del personal de operación, jefes de turno (supervisores) y mantención (técnicos).

Gastos Generales de la Planta = US\$ 294.840.-

Se cuenta aquí:

- Servicios de Ingeniería.
- Portería y Vigilancia.
- Servicio de Mantenimiento.
- Departamento de Personal Planta.
- Laboratorio de Control.
- Recepción, Envasado y Despacho.
- Almacenamiento.
- Patios.
- Talleres.
- Iluminación.
- Servicios de Comunicación.
- Transporte.

9.3.2 Gastos Generales de la Empresa.

Son todos aquellos gastos, fuera de los de operación, necesarios para llevar el producto al mercado. Se incluyen aquí los gastos generales de administración, gastos de distribución y ventas, investigación y desarrollo y los gastos financieros.

a. Gastos Generales de Administración.

Los cuales deben evaluarse para cada caso en particular y dependen de la complejidad de la empresa. Dentro de este punto se cuentan los sueldos de la oficina central, departamento legal, departamento de ingeniería central, departamento de personal, contabilidad central, mantención central y servicios de comunicación. Se estimará como el 4% de la suma de la mano de obra directa involucrada en el proceso y los sueldos de los técnicos encargados de la mantención. Además se deben tomar en cuenta todos los sueldos administrativos (gerente, jefes de departamentos, secretaria y contador).

Gastos Generales de Administración = US\$ 299.691.-

b. Gastos de Distribución y Ventas.

Se estimará un valor de 1% para este ítem, ya que no existirá distribución ni venta de éste.

Gastos de Distribución y Ventas = US\$ 74.923.-

c. Investigación y Desarrollo.

Se estimarán en un 3% del costo total del producto, por considerarse un objetivo secundario el realizar investigación y desarrollo.

Investigación y Desarrollo = US\$ 224.768.-

En la Tabla 9.4 se resume el cálculo del capital de inversión total y costo total del producto.

Tabla 9.4 Tabla Resumen de Costo Total Planta para el primer año de Producción.

CAPITAL DE INVERSIÓN TOTAL			
Costo Total de Equipos		6.141.163	US\$
Instrumentacion Regular (10% Costo total eq.)	10%	614.116	US\$
Costo instalaciones (15% costo total equipos)	15%	921.174	US\$
Instalaciones Electricas (7% Costo total eq.)	7%	429.881	US\$
Edificios (Zona Proceso, Adm, Oficinas etc.)(10% costo total eq)	10%	614.116	US\$
Servicios generales y mejoras (10% costo total equipos)	10%	614.116	US\$
Cañerías (3% Costo total eq.)	3%	184.235	US\$
COSTO DIRECTO DE PLANTA O CAPITAL FIJO DEPRECIABLE		9.518.803	US\$
Valor del terreno		101.466	US\$
Costos Ingenieria (3% del capital fijo depreciable)	3%	285.564	US\$
Imprevistos y Contingencias (3% del capital fijo depreciable)	3%	285.564	US\$
Preparación del terreno (3% del capital fijo depreciable)	3%	285.564	US\$
COSTOS INDIRECTOS O NO DEPRECIABLES		856.692	US\$
TOTAL COSTO DIRECTO DE PLANTA O CAPITAL FIJO DEPRECIABLE		9.518.803	US\$
TOTAL COSTOS INDIRECTOS O NO DEPRECIABLES		856.692	US\$
CAPITAL FIJO		10.375.495	US\$
TOTAL CAPITAL FIJO		10.375.495	US\$
CAPITAL DE TRABAJO	10%	1.037.550	US\$
GASTOS PUESTA EN MARCHA	10%	1.037.550	US\$
IMPREVISTOS Y CONTINGENCIAS	30%	3.112.649	US\$
CAPITAL DE INVERSIÓN TOTAL		15.563.243	US\$
COSTO TOTAL DEL PRODUCTO			
* Materias Primas (35% costo total Producto)		0	US\$
* Sueldo Personal de Planta (17,5% costo total Producto)		421.200	US\$
* Servicios Generales (Agua y Electricidad)		3.022.301	US\$
* Supervisión (15% del costo personal de la planta)	15%	63.180	US\$
Mantenimiento y Reparación (20% del capital fijo)	20%	2.075.099	US\$
Suministros de operación (15 % costo total de mant y rep)	15%	311.265	US\$
Laboratorio (15% del sueldo de personal de planta)	15%	63.180	US\$
Patentes y Royalties (3% del costo total del producto)	3%	224.768	US\$
COSTOS DIRECTOS		6.180.993	US\$
Costos Indirectos (10 - 20% del Costo Total del Producto)			
Contribucion e Impuesto (2% del valor de la propiedad)	2%	2.029	US\$
Seguros (4% Capital Fijo invertido)	4%	415.020	US\$
COSTOS INDIRECTOS		417.049	US\$
Gastos generales de Plantas (50-70% C personal operación+supervisi	70%	294.840	US\$
GASTOS GENERALES DE LA PLANTA		294.840	US\$
Gastos de Administración (4% del costo total del producto)	4%	299.691	US\$
Gastos de Distribucion y Ventas (1% costo total del producto)	1%	74.923	US\$
Investigación y Desarrollo (3% costo total del producto)	3%	224.768	US\$
GASTOS GENERALES DE LA EMPRESA		599.381	US\$
COSTOS DIRECTOS		6.180.993	US\$
COSTOS INDIRECTOS		417.049	US\$
GASTOS GENERALES DE LA PLANTA		294.840	US\$
GASTOS GENERALES DE LA EMPRESA		599.381	US\$
COSTO TOTAL DEL PRODUCTO		7.492.263	US\$

Cálculo del Costo del Producto en Función de la Capacidad de la Planta.

Parece interesante señalar el cálculo encontrado en una de las referencias bibliográficas (Ref. 42), allí se hace mención al cálculo del costo del producto que tendría una planta de oxígeno en función de la capacidad de la planta. A continuación se señalan los pasos a seguir y el cálculo para una planta de oxígeno de 400 TPD.

1. Calcular la conversión de TPD (toneladas por día) a CFY (pie cúbicos por año), condiciones a 70°F y 14,696 [psia].

2. Calcular el capital requerido a través de la siguiente ecuación:

$$CR = 26.500.000 \cdot \left[\frac{TPD}{1.000} \right]^{0,6} \quad (\text{ec. 9.2})$$

3. Calcular el costo del producto anual, exceptuado costo de la electricidad.

$$AFF = 12 \cdot 0,0275 \cdot CR \quad (\text{ec. 9.3})$$

4. Determinar el costo de la electricidad. Para este tipo de plantas se estima un valor de 0,04 [US\$/KWh].

$$CE = 0,04 \quad (\text{ec. 9.4})$$

5. Calcular el costo anual de la electricidad.

$$ACE = 15,5 \text{ KWh} \cdot \left[\frac{CFY}{1.000} \right] \cdot CE \quad (\text{ec. 9.5})$$

6. Calcular el costo anual de producción de oxígeno.

$$ACO = AFF + ACE \quad (\text{ec. 9.6})$$

Entonces se tiene que para una producción de 400 TPD de oxígeno el costo anual para la producción de oxígeno será:

1. 400 TPD corresponden a 3.363.012.675 CFY
2. CR = US\$ 15.292.619.-
3. AFF = US\$ 5.046.564.-
4. CE = 0,04
5. ACE = US\$ 2.085.068.-
6. ACO = US\$ 7.131.632.-

El costo total del producto para una planta de oxígeno de 400 TPD es de US\$ 7.131.632, lo que concuerda plenamente con el cálculo a través del diseño y estimación de costos, dando éste un valor de US\$ 7.492.263.

d. Gastos Financieros.

Hay dos maneras de financiar un proyecto; por medio de la inversión de fondos propios de las empresas. Usando financiamiento con capital contable o por medio del uso de fondos prestados que se adquieren con una o más entidades financieras (financiación con deuda) para solventar los gastos iniciales, o sea costos de terreno, costos totales de instalación de planta y el capital de trabajo.

Una combinación de las dos maneras es el mecanismo más comúnmente utilizado. Cuando el financiamiento es en parte o totalmente financiado con préstamo, los intereses asociados son deducibles de impuesto.

La deuda contraída (D) se paga en anualidades de valor fijo, en un tiempo determinado de años con un interés bancario determinado.

La inversión inicial corresponde al capital o inversión total del proyecto y se considera adquirido a principio del año cero, año en el cual se realiza la adquisición del terreno, preparación y construcción de las instalaciones. Durante el año siguiente, se procede con la puesta en marcha de la planta.

El pago anual de la deuda (anualidad) esta dado por la siguiente expresión:

$$R = \frac{D \cdot i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (\text{ec. 9.7})$$

Donde:

R = Anualidad o valor de la cuota anual.

D = Deuda contraída.

i = Tasa de interés bancario (12%).

n = Número de periodos, [años].

El interés es el pago que debe realizar un agente económico por utilizar fondos prestados, mientras que el interés anual (I) es la cuota a pagar por año y corresponde a:

$$I = D \cdot i \quad (\text{ec. 9.8})$$

A la hora de cancelar un crédito en cuotas, existen dos alternativas en las formas de pago:

- Con Cuotas Iguales.
- Con Amortización.

a. Cuotas Iguales.

El cálculo de cuotas iguales o payment se realiza de la siguiente forma:

$$\text{Cuotas Iguales o PTM} = \text{Pr préstamo} \cdot \left(\frac{(1+i)^n \cdot i}{(1+i)^n - 1} \right) \quad (\text{ec. 9.9})$$

b. Amortización.

El cálculo de la amortización realiza de la siguiente forma:

$$\boxed{\text{Amortización} = \frac{\text{Pr éstamo}}{n}} \quad (\text{ec. 9.10})$$

o también se puede determinar la siguiente manera:

$$\boxed{A = R - I} \quad (\text{ec. 9.11})$$

El costo de operación es la suma de los gastos directos, gastos indirectos y generales de la planta, y los gastos generales de la empresa corresponden a la suma de los gastos generales de administración, gastos de distribución y venta, investigación y desarrollo y gastos financieros. La suma de éstos nos entrega el Costo Total de Planta (Costo Total de Producción).

9.4 Flujo de Caja.

En el estudio económico de un proyecto industrial, es de mucha utilidad conocer el flujo de dinero en el sistema operativo de la planta. Esta circulación de dinero es conocida con el nombre de flujo de caja (Cash Flow) e involucra los ingresos y egresos, separando la suma de las utilidades y la depreciación, las que son acumuladas como ítem aparte y que constituyen la base para juzgar la rentabilidad de una industria.

9.4.1 Cálculo de Flujo de Caja.

A partir de los ingresos netos se calcula el flujo de caja. Los ingresos netos son aquellos percibidos por efectos de las ventas del producto elaborado.

La diferencia entre los ingresos netos y los gastos anuales de operación recibe el nombre de Ingreso o Margen Operacional, y está constituida por la suma de las depreciaciones y la utilidad bruta. Por esta razón para obtener la utilidad neta, debe

descontarse a la utilidad bruta las depreciaciones y los intereses pagados por la deuda adquirida, para obtener la utilidad afecta a impuestos (equivalentes a un 17%). Al aplicar los correspondientes impuestos, queda un remanente denominado utilidad neta.

Para obtener el flujo de caja anual, a la utilidad neta debe sumarse las depreciaciones y el valor residual de las instalaciones, y restarse la amortización de la deuda. La razón por qué la depreciación regresa a los fondos de la firma y no sale al exterior acompañado a los otros gastos, es debido a que es un costo de tipo interno y por lo tanto, debe quedar dentro de la empresa para absorber el desgaste de los equipos.

El procedimiento descrito anteriormente se describe en la Tabla 9.5:

Tabla 9.5 Procedimiento de Cálculo del Flujo de Caja.

(+)	Ingresos por Ventas
	INGRESOS NETOS
(-)	Costos Totales de Producción
	MARGEN OPERACIONAL
(-)	Interés Deuda
(-)	Depreciación
	UTILIDAD AFECTA A IMPUESTOS
(-)	Impuestos (17%)
	UTILIDAD NETA
(+)	Depreciación
(-)	Amortización Deuda
(+)	Valor Residual
	FLUJO DE CAJA

9.4.2 Cálculo del V.A.N.

Este método de evaluación de la rentabilidad de un proyecto tiene un buen grado de exactitud, porque en él se considera el valor del tiempo en el dinero, o sea que US\$1 de hoy vale más que uno en varios años más, sin considerar la inflación, ya que ese dinero puede devengar intereses en el futuro. Para actualizar a la fecha esas futuras rentabilidades del dinero, o flujos de caja, se aplican tasas de descuento.

En el caso de una planta industrial, si se actualizan a la fecha del comienzo del proyecto (tiempo cero) los beneficios netos de cada año y se asumen, se tendrá el valor presente del proyecto, el cual está dado por la relación:

$$V.A.N. = FC_0 + \left(\frac{FC_1}{(1+i)^1} + \frac{FC_2}{(1+i)^2} + \frac{FC_3}{(1+i)^3} + \dots + \frac{FC_n}{(1+i)^n} \right) \cdot \left(\frac{i}{Ln(1+i)} \right) \quad (\text{ec. 9.12})$$

Donde:

V.A.N. = Valor actual neto.

FC0 = Flujo de caja en el año cero (-).

FC1 = Flujo de caja en el año uno (+).

FC2 = Flujo de caja en el año dos (+).

FCn = Flujo de caja en el año “n” (+).

i = Tasa de actualización.

La tasa de actualización corresponde a una tasa de interés que será fijada de acuerdo al valor correspondiente a las tasas que prevalecen en el mercado, o a los límites prefijados por la compañía. En el caso de resultar positivo el V.A.N., el proyecto puede ser considerado como conveniente.

De acuerdo con lo mencionado anteriormente el proyecto con un 100% de capital propio o “proyecto puro” para una vida útil de 10 años dará los siguientes resultados:

Flujo de Caja con 100% de Capital Propio.

	AÑOS										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSION CAPITAL PROPIO	\$15.563.243										
CRÉDITO DE INVERSION	\$0										
VALOR DE TERRENO	\$101.466										\$101.466
CAPITAL DE TRABAJO	\$1.037.550										\$1.037.550
(+) INGRESOS POR VENTA		\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711
(-) COSTO DEL PRODUCTO		\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263
UTILIDAD OPERACIONAL		\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448
(-) DEPRECIACIÓN		\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880
(-) INTERÉS (12%)		\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO		\$2.093.568	\$2.093.568	\$2.093.568	\$2.093.568	\$2.093.568	\$2.093.568	\$2.093.568	\$2.093.568	\$2.093.568	\$2.093.568
(-) IMPUESTOS (17%)		\$355.907	\$355.907	\$355.907	\$355.907	\$355.907	\$355.907	\$355.907	\$355.907	\$355.907	\$355.907
UTILIDAD NETA		\$1.737.661	\$1.737.661	\$1.737.661	\$1.737.661	\$1.737.661	\$1.737.661	\$1.737.661	\$1.737.661	\$1.737.661	\$1.737.661
(+) DEPRECIACIÓN		\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880
(-) AMORTIZACIÓN		\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
FLUJO DE CASH	-\$15.563.243	\$2.689.542	\$2.689.542	\$2.689.542	\$2.689.542	\$2.689.542	\$2.689.542	\$2.689.542	\$2.689.542	\$2.689.542	\$3.828.537

Flujo de Caja Neto.-

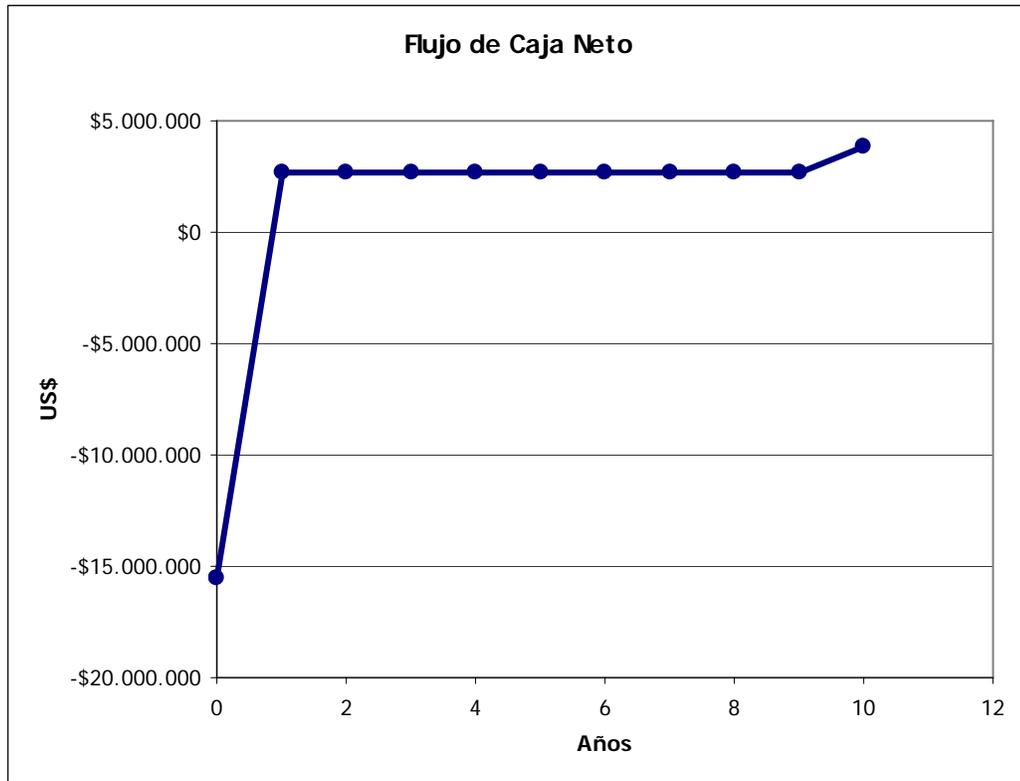


Gráfico 9.1 [US\$] v/s Años.

Retorno de la Inversión.-

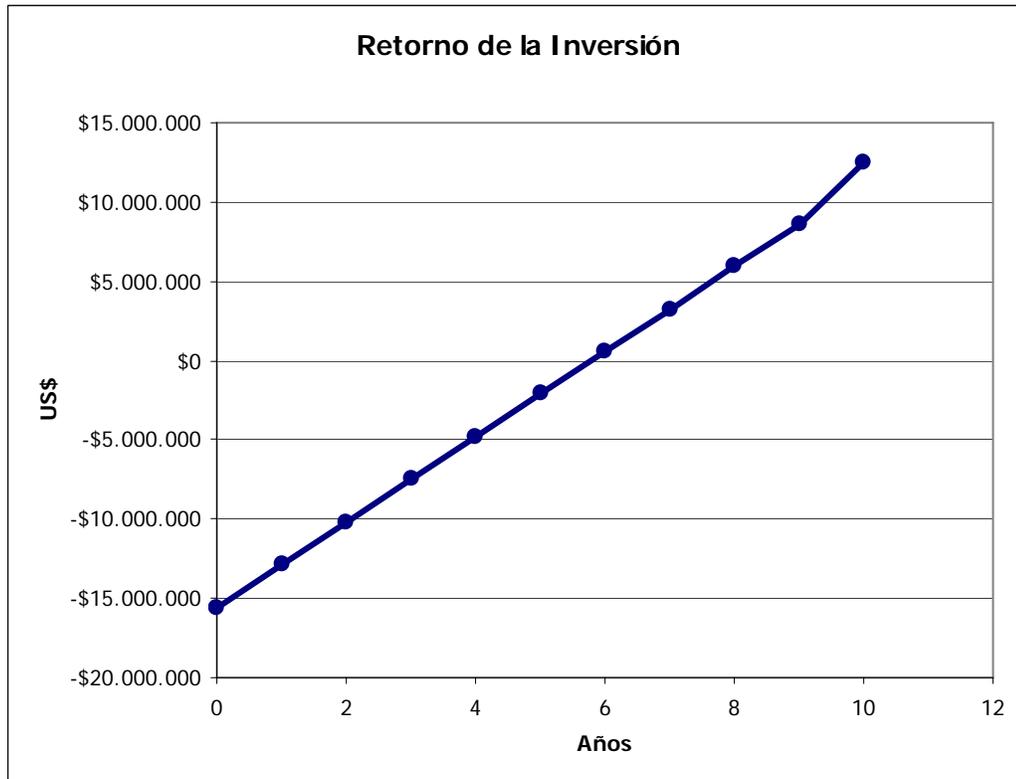


Gráfico 9.2 [US\$] v/s Años

Como se puede observar en el gráfico anterior, el retorno de la inversión se produce a partir del año 6.

9.4.3 Cálculo de T.I.R.

Este es uno de los indicadores más usados en la actualidad para analizar la rentabilidad de una inversión, ya que da como resultados valores absolutos. Este indicador también tiene la característica de considerar el valor del tiempo en el dinero, lo que lo hace más preciso aún.

Se define como la Tasa Interna de Retorno (T.I.R.) de un proyecto, aquella tasa de actualización (i) que reduce el beneficio actualizado a cero (V.A.N. = cero). De acuerdo a esto se tiene que:

$$V.A.N. = 0 = FC_0 + \left(\frac{FC_1}{(1+i)^1} + \frac{FC_2}{(1+i)^2} + \frac{FC_3}{(1+i)^3} + \dots + \frac{FC_n}{(1+i)^n} \right) \quad (\text{ec. 9.13})$$

Donde:

Flujos de Caja Anuales Actualizados = Capital Inicial.

Es decir, la tasa interna de retorno es aquella tasa de interés a la cual los flujos de caja anuales actualizados, permiten recuperar el capital en su totalidad.

Utilizando una tasa de descuento del 12% el valor de V.A.N para este proyecto con un 100% de capital propio y un precio de venta de 70 [US\$/ton] es:

$$VAN = \text{US\$ } 0.-$$

Para el caso de una Planta de Oxígeno anexa a una fundición se ha establecido un precio de venta mínimo para la recuperación de la inversión en 10 años.

$$TIR = 12 \%$$

Para este proyecto se considerará un financiamiento del 60%, considerando que se disponen de alrededor de US\$ 6.000.000, con lo que se obtendrán los siguientes datos:

Vida Util Planta	10	[años]
Capital Propio	40	[%]
Préstamo	60	[%]
Capital Propio	6.225.297	US\$
Capital Prestado	9.337.946	US\$
Interés Bancario	12	[%]
Cuota Anual	1.652.669	US\$

La siguiente tabla muestra la deuda, el interés y la amortización a través de los 10 años de vida útil de la planta:

año	Deuda	Interés	Amortización
1	\$9.337.946	\$1.120.553	\$532.115
2	\$8.805.831	\$1.056.700	\$595.969
3	\$8.209.862	\$985.183	\$667.485
4	\$7.542.377	\$905.085	\$747.583
5	\$6.794.793	\$815.375	\$837.293
6	\$5.957.500	\$714.900	\$937.769
7	\$5.019.732	\$602.368	\$1.050.301
8	\$3.969.431	\$476.332	\$1.176.337
9	\$2.793.094	\$335.171	\$1.317.497
10	\$1.475.597	\$177.072	\$1.475.597

Por lo tanto, en el flujo de caja para estas condiciones y con todas las condiciones descritas anteriormente se tiene lo siguiente:

Flujo de Caja con 40% de Capital Propio.

	AÑOS										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSIÓN CAPITAL PROPIO	\$6.225.297										
CRÉDITO DE INVERSIÓN	\$9.337.946										
VALOR DE TERRENO	\$101.466										\$101.466
CAPITAL DE TRABAJO	\$1.037.550										\$1.037.550
(+) INGRESOS POR VENTA		\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711	\$10.537.711
(-) COSTO DEL PRODUCTO		\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263	\$7.492.263
UTILIDAD OPERACIONAL		\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448	\$3.045.448
(-) DEPRECIACIÓN		\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880
(-) INTERÉS (12%)		\$1.120.553	\$1.056.700	\$985.183	\$905.085	\$815.375	\$714.900	\$602.368	\$476.332	\$335.171	\$177.072
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO		\$973.014	\$1.036.868	\$1.108.385	\$1.188.483	\$1.278.193	\$1.378.668	\$1.491.200	\$1.617.236	\$1.758.397	\$1.916.496
(-) IMPUESTOS (17%)		\$165.412	\$176.268	\$188.425	\$202.042	\$217.293	\$234.374	\$253.504	\$274.930	\$298.927	\$325.804
UTILIDAD NETA		\$807.602	\$860.601	\$919.959	\$986.441	\$1.060.900	\$1.144.294	\$1.237.696	\$1.342.306	\$1.459.469	\$1.590.692
(+) DEPRECIACIÓN		\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880	\$951.880
(-) AMORTIZACIÓN		\$532.115	\$595.969	\$667.485	\$747.583	\$837.293	\$937.769	\$1.050.301	\$1.176.337	\$1.317.497	\$1.475.597
FLUJO DE CAJA	-\$15.563.243	\$2.291.597	\$2.408.450	\$2.559.325	\$2.685.904	\$2.850.074	\$3.033.943	\$3.239.877	\$3.470.523	\$3.728.847	\$5.157.184

Flujo de Caja Neto.-

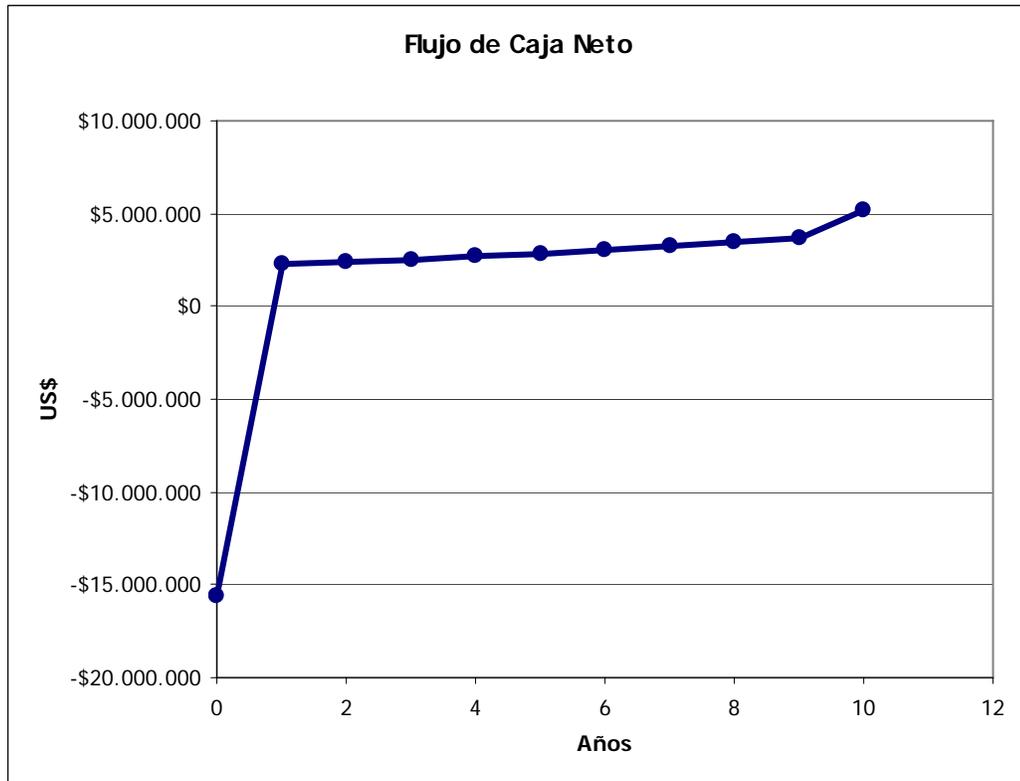


Gráfico 9.3 [US\$] v/s Años.

Retorno de la Inversión.-



Gráfico 9.4 [US\$] v/s Años.

Como se puede observar en el gráfico anterior, el retorno de la inversión se produce a partir del año 6.

Utilizando una tasa de descuento del 12% el valor de V.A.N. y un precio de venta de 78 [US\$/ton] es:

$$\text{VAN} = \text{US\$ } 842.754.-$$

La tasa interna de retorno del proyecto a 10 años, con un precio de venta de 70 [US\$/ton] es de:

$$\text{TIR} = 13,3 \%$$

9.5 Análisis de Sensibilidad.

El estudio económico debe señalar con la mayor exactitud los aspectos más susceptibles al cambio. De esta manera, se puede predecir con mayor facilidad los gastos o costos de capital de las utilidades y ventas, debido a que los precios de venta de un producto o los costos de las materias primas pueden ser influenciados por una serie de factores los cuales en su mayoría son poco predecibles.

Es necesaria la elaboración de gráficas que muestren el efecto de las variables de costos y los precios en la rentabilidad. Para realizar este análisis de sensibilidad se tomará en cuenta el **gráfico 9.5**:

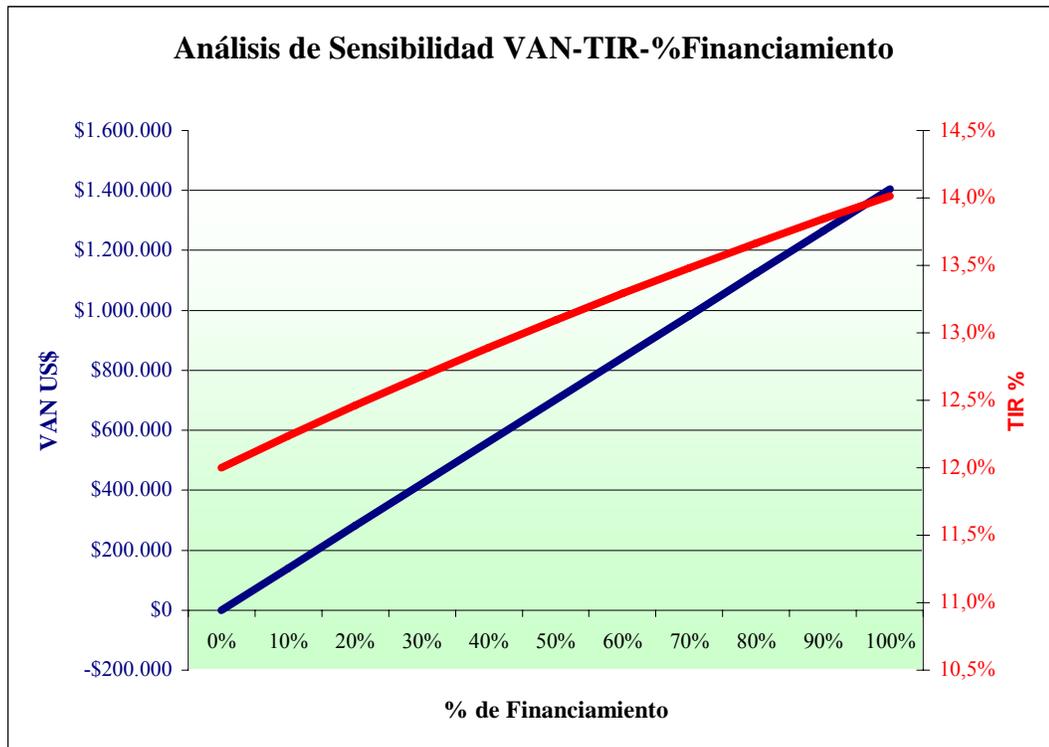


Gráfico 9.5 V.A.N. y T.I.R. v/s Financiamiento.

Manteniendo el porcentaje de financiamiento (60%), la variación del VAN con el precio de venta del oxígeno es evidente, como se muestra en el **gráfico 9.6**:

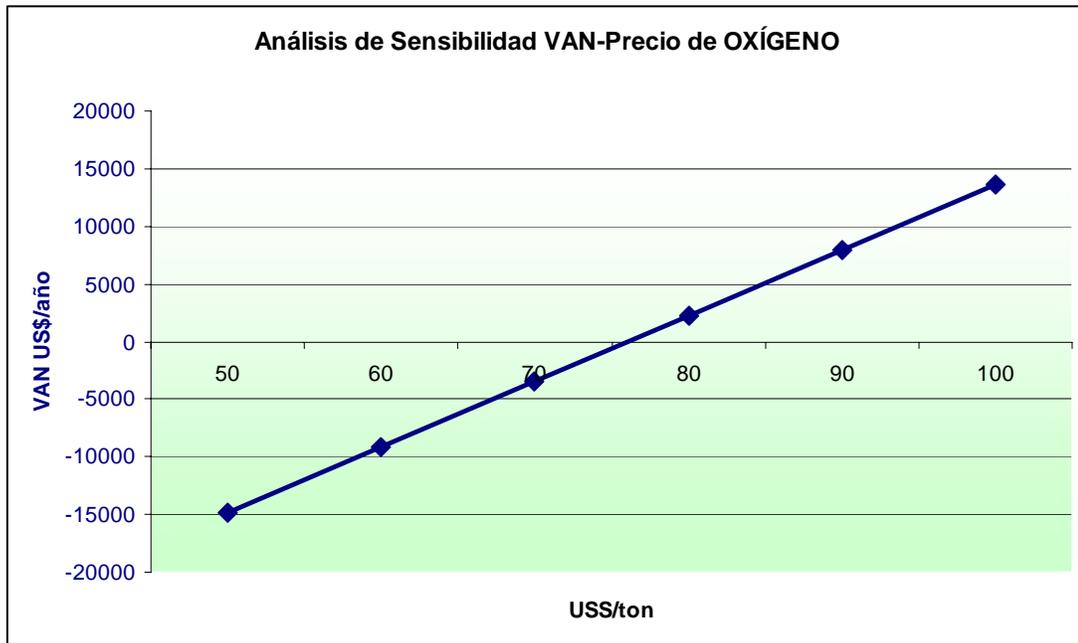
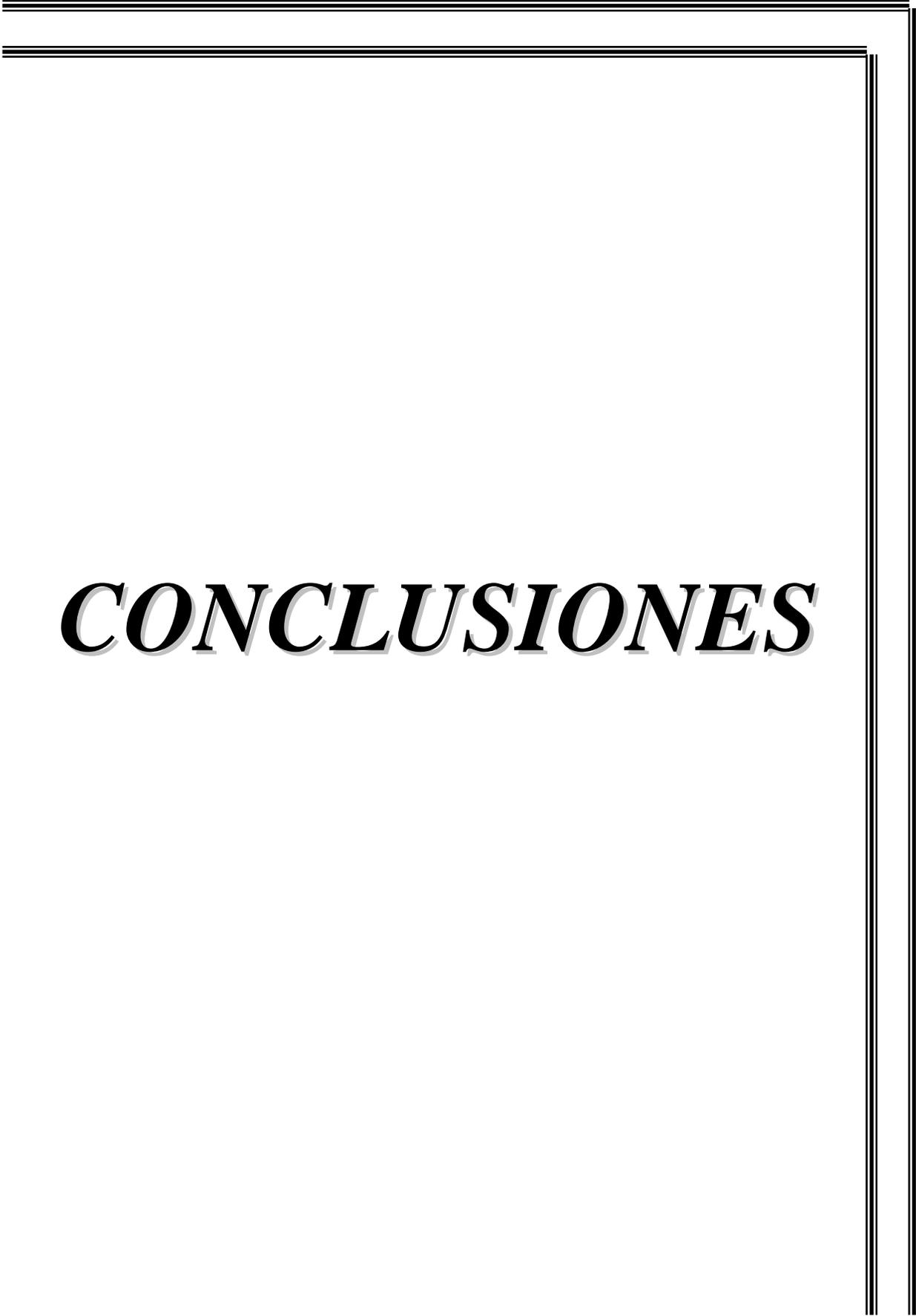


Gráfico 9.6 V.A.N. v/s Precio de Oxígeno.



CONCLUSIONES

CONCLUSIONES.

Según la bibliografía el Costo de Producción de una Planta de 400 TPD asciende a 7.131.632 [US\$/año], la cual en comparación al valor de 7.104.958 [US\$/año] resultante a partir del análisis de costos de producción de este proyecto, resulta muy similar, lo que deja de manifiesto que este valor obtenido por ambos métodos es un valor con un buen nivel de exactitud.

	Planta de Oxígeno 400 TPD	Planta Calculada por Bibliografía	Planta de Adsorción	Distribuidores
Capacidad TPD	400	400	150	ND
Capital Requerido [US\$]	15.563.243.	15.292.619	5.500.000	ND
Consumo Eléctrico [KWh/Ton]	515	383,3	290	ND
Costo de Producción [US\$/año]	7.492.263	7.131.632	ND	ND
Costo de Oxígeno [US\$/Ton]	77	76	ND	2.940

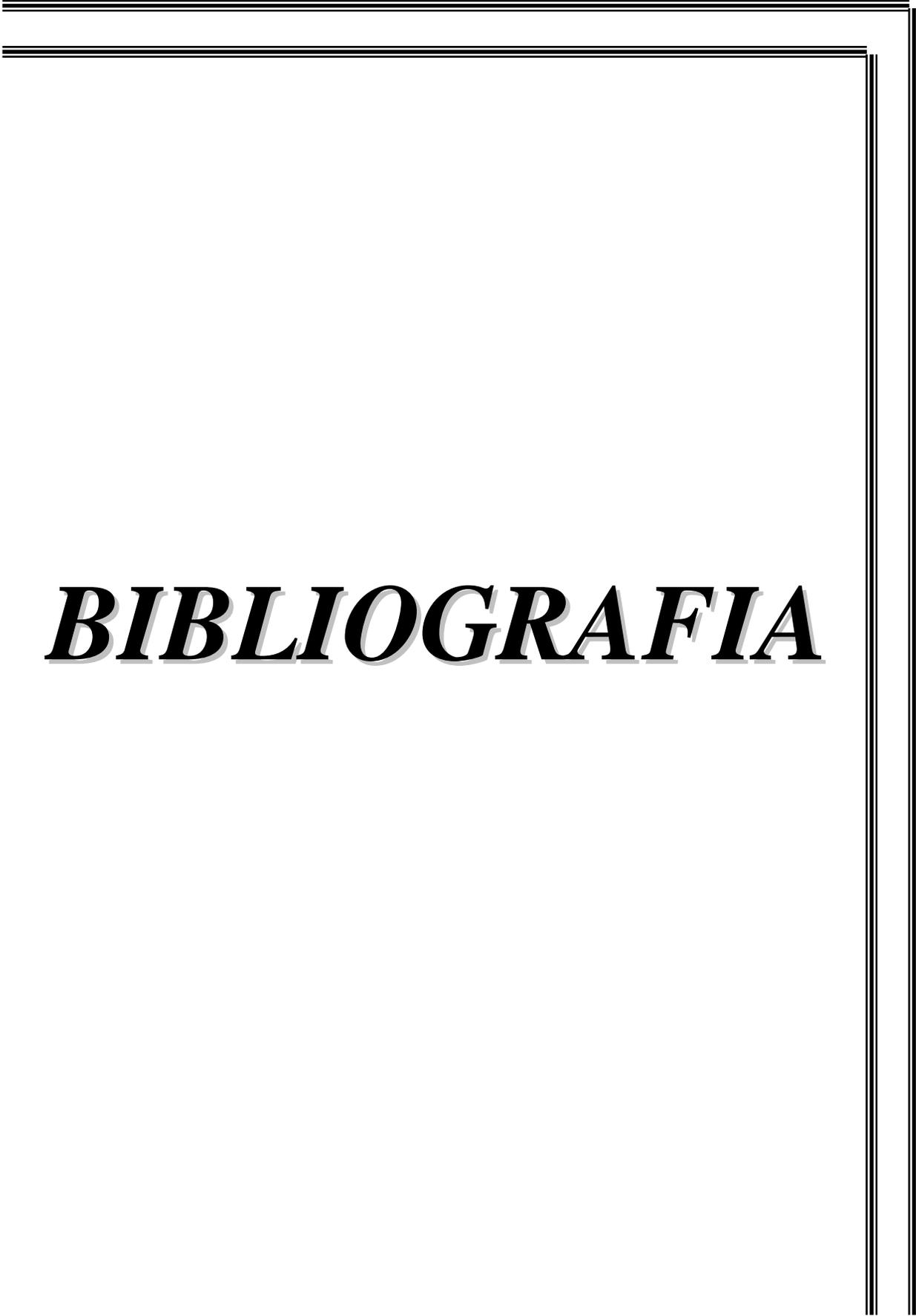
ND: Dato no disponible

Cabe señalar que el precio promedio de venta de oxígeno líquido fluctúa por los 2.940 [US\$/Ton] de oxígeno en el mercado, lo que contrasta enormemente con el costo de producción de oxígeno al año, el cual bordea los 77 [US\$/Ton] de oxígeno, considerando el costo de inversión realizado. Si consideramos el consumo de energía por tonelada de oxígeno en Planta de Adsorción de 150 TPD, resulta ser menor, lo que se traduciría en un menor costo de producción de oxígeno en este tipo de Plantas.

El proyecto de instalación de una Planta de Oxígeno es rentable en comparación a la compra de oxígeno a las distribuidoras del rubro, en términos del Retorno de la Inversión y de la Tasa Interna de Retorno, sin descartar la posibilidad de estudiar la instalación de una Planta de Oxígeno por el Método de Adsorción, el cual presenta ventajas en términos de costos frente a la Planta Criogénica estudiada en esta memoria.

Se descarta evidentemente la compra de oxígeno a las distribuidoras por ser una alternativa con costos demasiado elevados frente a la instalación de una planta de

oxígeno anexada a una fundición en términos de costos, considerando además que la oferta de oxígeno en grandes cantidades resulta ser dificultoso.



BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO II.

- 1.- Lenneskog, Anders 1995 **Curso de Separación de Gases del Aire.**
- 2.- Torres T., José 2000 **Proceso de Producción de Oxígeno.**

CAPITULO III.

- 3.- Comisión Chilena del Cobre. **www.cochilco.cl**

CAPITULO IV.

- 4.- Yang, Ralph T. 1987 **Gas Separation by Adsorption Processes.**
Ed. Butterworths, 1ª Edition.
Massachusetts, Estados Unidos.
- 5.- Lenneskog, Anders 1995 **Curso de Separación de Gases del Aire.**
- 6.- Torres T., José 2000 **Proceso de Producción de Oxígeno.**

CAPITULO V Y VI.

- 7.- Reklaitis, G. V. 1989 **Balance de Materia y Energía.**
Schneider, Daniel R. Ed. McGraw-Hill, 1ª Edición.
Ciudad de México, México.
- 8.- Smith, Joseph M. 1997 **Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química.**
Van Ness, Hendrick C. Ed. McGraw-Hill, 5ª Edición.
Abbott, Michael M. Ciudad de México, México.

CAPITULO VII.

- 9.- Ruhemann, M. 1949 **The Separation of Gases.**
Ed. Clarendon Press, 2ª Edition.
Oxford, Inglaterra.
- 10.- Brown, George G. 1955 **Operaciones Básicas de la Ingeniería Química.**
Ed. Marín.
Barcelona, España.
- 11.- Ferruccio B., Roberts 1955 **Planta de Oxígeno y Planta de Cianamida de Calcio.**
Proyecto de Título, Escuela de Ingeniería Química, Universidad Católica de Valparaíso.
- 12.- Brownell, Lloyd E. 1959 **Process Equipment Design: Vessel Design.**
Young, Edwin H.
Ed. John Wiley & Sons, 1ª Edición.
Nueva York, Estados Unidos.
- 13.- Hersh, Charles K. 1961 **Molecular Sieves.**
Ed. Reinhold Pub. Corp., 1ª Edición.
New York, Estados Unidos.
- 14.- Smith, Buford D. 1963 **Design of Equilibrium Stage Processes.**
Ed. McGraw-Hill.
Nueva York, Estados Unidos.
- 15.- Kern, Donald Q. 1965 **Procesos de Transferencia de Calor.**
CECSA, 1ª Edición.
Ciudad de México, México.
- 16.- Perry, John H. 1966 **Manual del Ingeniero Químico.**
UTEHA, 3ª Edición, Tomo 1.
Ciudad de México, México.

- 25.- Smith, Joseph M.
Van Ness, Hendrick C.
Abbott, Michael M. 1997 **Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química.**
Ed. McGraw-Hill, 5ª Edición.
Ciudad de México, México.
- 26.- Crittenden, Barry 1998 **Adsorption Technology & Design.**
Thomas, W. John Ed. Butterworth-Heinemann, 5ª Edition.
Inglaterra, Reino Unido.
- 27.- Torres T., José 1998 **Apuntes de Transferencia de Masa.**
Apuntes de Mecánica de Fluidos.
- 28.- Lide, David R. 1999 **CRC Handbook of Chemistry and Physics.**
Ed. CRC Press, 80ª Edition.
Florida, Estados Unidos.
- 29.- Coulson, John M. 1999 **Chemical Engineering.**
Richardson, John F. Ed. Butterworth-Heinemann, 3ª Edition,
Volume 6: Chemical Engineering Design.
Inglaterra, Reino Unido.
- 30.- Fernández, Jaime 2000 **Apuntes de Diseño Mecánico.**
- 31.- Perry, Robert H. 2001 **Manual del Ingeniero Químico.**
Green, Don W. Ed. McGraw-Hill, 4ª Edición, Volumen 1,
Maloney, James O. 3 y 4.
Madrid, España.
- 32.- Coulson, John M. 2002 **Chemical Engineering.**
Richardson, John F. Ed. Butterworth-Heinemann, 5ª Edition,
Volume 2: Particle Technology and
Separation Processes.
Inglaterra, Reino Unido.
- 33.- Peters, Max S. 2003 **Plant Design and Economics for Chemical Engineers.**
Timmerhaus, Klaus D. Ed. McGraw-Hill, 5ª Edition.
West, Ronald E. Massachusetts, Estados Unidos.

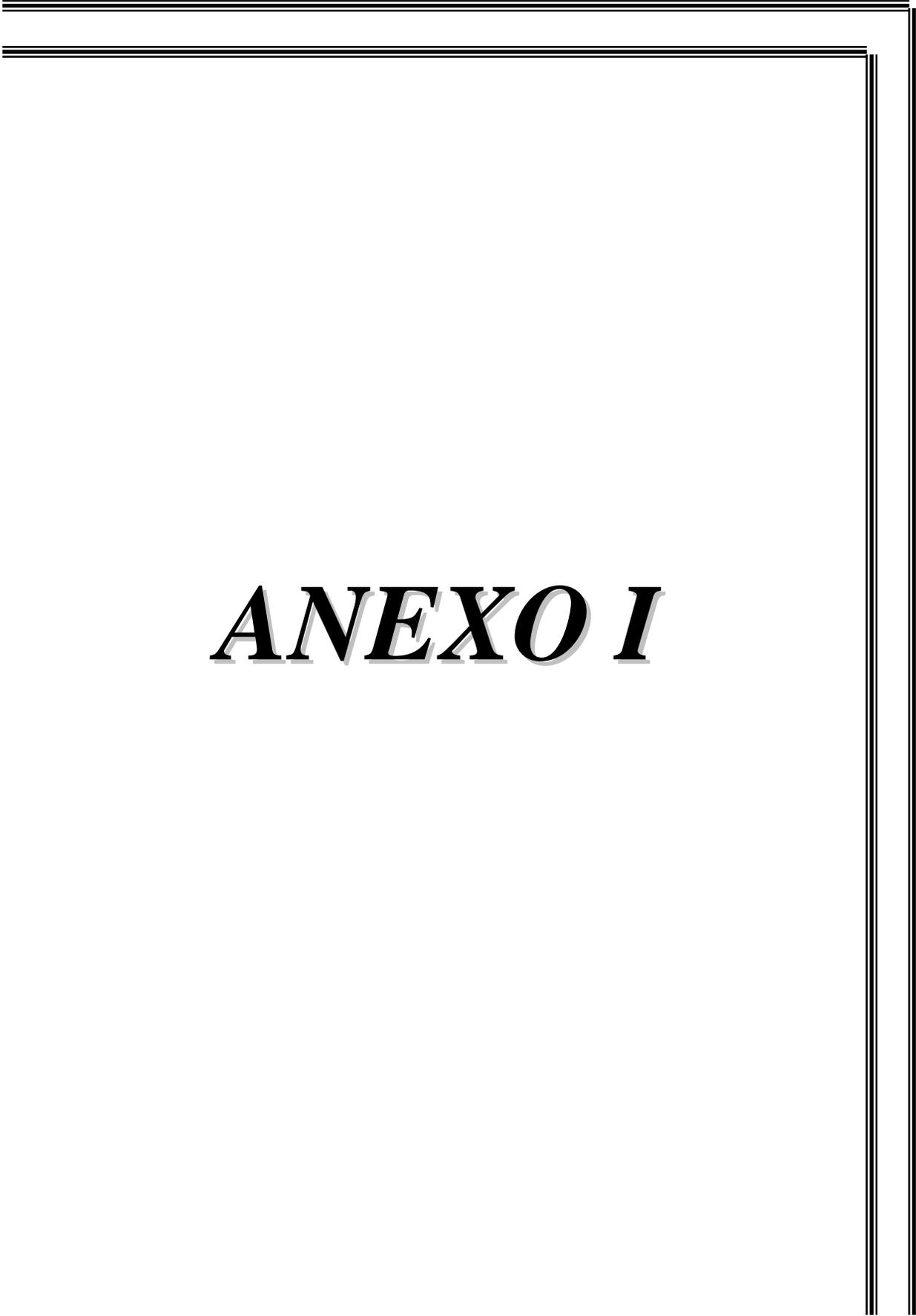
- 34.- Wallas CD **Chemical Process Equipment**
- 35.- Figueroa R., Carlos 2003 **Factibilidad Técnico-Económica para la Instalación de una Planta de Urea.**
Proyecto de Título, Escuela de Ingeniería Química, Universidad Católica de Valparaíso.
- 36.- Muñoz G., Alejandra 2003 **Abatimiento de Dióxido de Azufre utilizando como Adsorbente Zeolita.**
Proyecto de Título, Escuela de Ingeniería Química, Universidad Católica de Valparaíso.
- 37.- Diquima **<http://www.diquima.upm.es/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/FILTROS/PAG7.htm>**

CAPITULO VIII.

- 38.- Zomosa R., Abdón 1983 **Manual de Proyectos de Ingeniería Química.**
Región Metropolitana de Santiago, Chile.
- 39.- Schaffeld G., Guillermo 1984 **Taller de Formulación y Evaluación de Proyectos.**
Markovits S., Andrés
Actas del II Curso Latinoamericano de Biotecnología.

CAPITULO IX.

- 40.- Ulrich, Gael D. 1986 **Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química.**
Ed. Interamericana, 1ª Edición.
Ciudad de México, México.



ANEXO I

Propiedades Físicas.-**Oxígeno**

Peso Molecular: 31,9988 [gr/gr-mol]

Temperatura de Ebullición Normal: 90,181 [K]

Calor de Ebullición Normal: 6.820,5 [J/mol]

Temperatura Crítica: 154,781 [K]

Presión Crítica: 5.080,45 [KPa]

Capacidad Calorífica (Estado Líquido):

$$Cp^L = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3, \quad T = [K] \text{ y } Cp = \left[\frac{J}{mol \cdot K} \right]$$

a = 1,11E+03

b = -3,34E+01

c = 3,50E-01

d = -1,21E-03

Capacidad Calorífica (Estado Gaseoso):

$$Cp^V = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3 + e \cdot T^4, \quad T = [K] \text{ y } Cp = \left[\frac{J}{mol \cdot K} \right]$$

a = 2,99E+01

b = -1,14E-02

c = 4,34E-05

d = -3,70E-08

e = 1,01E-11

Nitrógeno

Peso Molecular: 28,0134 [gr/gr-mol]

Temperatura de Ebullición Normal: 77,361 [K]

Calor de Ebullición Normal: 5.577,5 [J/mol]

Temperatura Crítica: 126,271 [K]

Presión Crítica: 3.398,45 [KPa]

Capacidad Calorífica (Estado Líquido):

$$Cp^L = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3, \quad T = [K] \quad \text{y} \quad Cp = \left[\frac{J}{mol \cdot K} \right]$$

a = 1,47E+01

b = 2,20E+00

c = -3,52E-02

d = 1,80E-04

Capacidad Calorífica (Estado Gaseoso):

$$Cp^V = a + b \cdot T + c \cdot T^2 + d \cdot T^3 + e \cdot T^4, \quad T = [K] \quad \text{y} \quad Cp = \left[\frac{J}{mol \cdot K} \right]$$

a = 2,94E+01

b = -3,01E-03

c = 5,45E-06

d = 5,13E-09

e = -4,25E-12

Número de Flujo	1	
Caudal	59.986	[Nm ³ /h]
Temperatura	18	[°C]
Presión	0,85	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	57.991,493	2.070,134	-15.473,50	-203,69	0,00	-421.663,32
Ar	984,623	24,648	6.652,45	-145,41	0,00	-3.583,91
O ₂	17.775,294	555,499	65.406,93	-205,97	0,00	-114.416,30
H ₂ O	460,508	25,562	-523,56	-235,04	0,00	-6.008,22
CO ₂	24,716	0,562	-850,32	-258,88	0,00	-145,39
C ₂ H ₂	0,029	0,001	-832,72	-306,24	0,00	-0,34
SO ₂	0,463	0,007	-625,88	-278,21	0,00	-2,01
Total	77.237,127	2.676,412				-545.819,49

Número de Flujo	2	
Caudal	59.986	[Nm ³ /h]
Temperatura	100	[°C]
Presión	7,20	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	57.991,493	2.070,134	274.519,16	2.187,03	0,00	4.527.452,05
Ar	984,623	24,648	-113.305,87	1.557,92	0,00	38.399,06
O ₂	17.775,294	555,499	-1.267.603,49	2.226,29	0,00	1.236.703,07
H ₂ O	460,508	25,562	5.671,87	2.536,06	0,00	64.826,72
CO ₂	24,716	0,562	13.176,44	2.905,48	0,00	1.631,71
C ₂ H ₂	0,029	0,001	12.600,47	3.452,88	0,00	3,79
SO ₂	0,463	0,007	7.337,05	3.091,92	0,00	22,37
Total	77.237,127	2.676,412				5.869.038,78

Número de Flujo	2a	
Caudal	37.323	[Nm ³ /h]
Temperatura	14	[°C]
Presión	7,18	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	0,000	0,000	-23.705,80	-320,06	0,00	0,00
Ar	0,000	0,000	10.207,26	-228,49	0,00	0,00
O ₂	0,000	0,000	99.718,39	-323,55	0,00	0,00
H ₂ O	30.000,000	1.665,248	-822,15	-369,25	45.098,43	-75.714.935,27
CO ₂	0,000	0,000	-1.316,32	-405,81	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-1.290,58	-479,95	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-980,98	-436,36	0,00	0,00
Total	30.000,000	1.665,248				-75.714.935,27

Número de Flujo	2b	
Caudal	124.409	[Nm ³ /h]
Temperatura	14	[°C]
Presión	7,18	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	0,000	0,000	-23.705,80	-320,06	0,00	0,00
Ar	0,000	0,000	10.207,26	-228,49	0,00	0,00
O ₂	0,000	0,000	99.718,39	-323,55	0,00	0,00
H ₂ O	100.000,000	5.550,825	-822,15	-369,25	45.098,43	-252.383.117,58
CO ₂	0,000	0,000	-1.316,32	-405,81	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-1.290,58	-479,95	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-980,98	-436,36	0,00	0,00
Total	100.000,000	5.550,825				-252.383.117,58

Número de Flujo	3	
Caudal	60.945	[Nm ³ /h]
Temperatura	20	[°C]
Presión	7,18	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	57.991,493	2.070,134	-11.193,50	-145,50	0,00	-301.199,46
Ar	984,623	24,648	4.808,59	-103,86	0,00	-2.559,94
O ₂	17.775,294	555,499	47.429,76	-147,15	0,00	-81.741,37
H ₂ O	1.232,115	68,393	-374,10	-167,91	0,00	-11.484,05
CO ₂	24,708	0,561	-612,02	-185,14	0,00	-103,94
C ₂ H ₂	0,029	0,001	-599,00	-219,04	0,00	-0,24
SO ₂	0,000	0,000	-447,66	-198,91	0,00	0,00
Total	78.008,262	2.719,235				-397.088,99

Número de Flujo	3a	
Caudal	162.105	[Nm ³ /h]
Temperatura	25,89	[°C]
Presión	7,18	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	0,000	0,000	2.074,46	25,98	0,00	0,00
Ar	0,000	0,000	-889,02	18,54	0,00	0,00
O ₂	0,000	0,000	-8.852,23	26,29	0,00	0,00
H ₂ O	130.300,000	7.232,725	66,86	29,99	44.526,63	-321.831.925,35
CO ₂	0,000	0,000	111,81	33,17	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	109,24	39,26	0,00	0,00
SO ₂	0,470	0,007	80,26	35,61	0,00	0,26
Total	130.300,470	7.232,732				-321.831.925,10

Número de Flujo	4	
Caudal	59.400	[Nm ³ /h]
Temperatura	30	[°C]
Presión	6,91	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	57.991,493	2.070,134	11.923,45	145,53	0,00	301.259,55
Ar	984,623	24,648	-5.100,97	103,86	0,00	2.559,94
O ₂	17.775,294	555,499	-51.128,01	147,29	0,00	81.820,29
H ₂ O	0,000	0,000	374,71	168,04	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	636,56	186,26	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	621,19	220,49	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	450,92	199,85	0,00	0,00
Total	76.751,410	2.650,280				385.639,78

Número de Flujo	5	
Caudal	22.250	[Nm ³ /h]
Temperatura	250	[°C]
Presión	1,18	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	26.652,772	951,429	1.851.680,30	6.606,48	0,00	6.285.596,75
Ar	223,546	5,596	-702.374,78	4.673,77	0,00	26.154,02
O ₂	1.142,818	35,714	-9.525.703,75	6.813,40	0,00	243.336,61
H ₂ O	0,000	0,000	17.685,30	7.741,47	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	88.048,98	9.338,38	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	81.851,79	11.183,73	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	32.187,57	9.810,97	0,00	0,00
Total	28.019,136	992,740				6.555.087,37

Número de Flujo	6	
Caudal	22.250	[Nm ³ /h]
Temperatura	208,7	[°C]
Presión	0,85	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	26.652,772	951,429	1.227.779,80	5.380,72	0,00	5.119.377,51
Ar	223,546	5,596	-476.267,59	3.815,26	0,00	21.349,88
O ₂	1.142,818	35,714	-6.165.878,58	5.529,53	0,00	197.483,89
H ₂ O	1.232,115	68,393	14.199,93	6.286,23	0,00	429.930,91
CO ₂	24,708	0,561	57.592,08	7.492,86	0,00	4.206,60
C ₂ H ₂	0,029	0,001	53.832,86	8.955,50	0,00	9,83
SO ₂	0,000	0,000	23.056,80	7.895,95	0,00	0,00
Total	29.275,987	1.061,695				5.772.358,61

Número de Flujo	7	
Caudal	16.410	[Nm ³ /h]
Temperatura	30	[°C]
Presión	6,91	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	16.020,882	571,901	11.923,45	145,53	0,00	83.226,75
Ar	272,014	6,809	-5.100,97	103,86	0,00	707,22
O ₂	4.910,650	153,464	-51.128,01	147,29	0,00	22.603,89
H ₂ O	0,000	0,000	374,71	168,04	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	636,56	186,26	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	621,19	220,49	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	450,92	199,85	0,00	0,00
Total	21.203,546	732,173				106.537,86

Número de Flujo	8	
Caudal	16.410	[Nm ³ /h]
Temperatura	73,20	[°C]
Presión	9,70	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	16.020,882	571,901	150.224,41	1.404,37	0,00	803.161,29
Ar	272,014	6,809	-62.924,31	1.001,22	0,00	6.817,55
O ₂	4.910,650	153,464	-675.623,66	1.426,35	0,00	218.893,23
H ₂ O	0,000	0,000	3.633,19	1.625,74	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	7.424,25	1.840,58	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	7.152,99	2.184,11	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	4.539,39	1.964,45	0,00	0,00
Total	21.203,546	732,173				1.028.872,08

Número de Flujo	8a	
Caudal	12.441	[Nm ³ /h]
Temperatura	18	[°C]
Presión	9,57	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	0,000	0,000	-15.473,50	-203,69	0,00	0,00
Ar	0,000	0,000	6.652,45	-145,41	0,00	0,00
O ₂	0,000	0,000	65.406,93	-205,97	0,00	0,00
H ₂ O	10.000,000	555,083	-523,56	-235,04	44.907,44	-25.057.800,90
CO ₂	0,000	0,000	-850,32	-258,88	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-832,72	-306,24	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-625,88	-278,21	0,00	0,00
Total	10.000,000	555,083				-25.057.800,90

Número de Flujo	8b	
Caudal	12.441	[Nm ³ /h]
Temperatura	38,20	[°C]
Presión	9,57	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	0,000	0,000	33.051,55	383,29	0,00	0,00
Ar	0,000	0,000	-14.088,48	273,50	0,00	0,00
O ₂	0,000	0,000	-143.077,60	388,19	0,00	0,00
H ₂ O	10.000,000	555,083	987,94	442,79	43.923,65	-24.135.466,68
CO ₂	0,000	0,000	1.733,49	492,87	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	1.687,53	583,71	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	1.195,35	528,27	0,00	0,00
Total	10.000,000	555,083				-24.135.466,68

Número de Flujo	9	
Caudal	16.410	[Nm ³ /h]
Temperatura	30	[°C]
Presión	9,57	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	16.020,882	571,901	11.923,45	145,53	0,00	83.226,75
Ar	272,014	6,809	-5.100,97	103,86	0,00	707,22
O ₂	4.910,650	153,464	-51.128,01	147,29	0,00	22.603,89
H ₂ O	0,000	0,000	374,71	168,04	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	636,56	186,26	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	621,19	220,49	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	450,92	199,85	0,00	0,00
Total	21.203,546	732,173				106.537,86

Número de Flujo	10	
Caudal	42.990	[Nm ³ /h]
Temperatura	30	[°C]
Presión	6,91	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	41.970,611	1.498,233	11.923,45	145,53	0,00	218.032,79
Ar	712,608	17,838	-5.100,97	103,86	0,00	1.852,72
O ₂	12.864,645	402,035	-51.128,01	147,29	0,00	59.216,40
H ₂ O	0,000	0,000	374,71	168,04	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	636,56	186,26	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	621,19	220,49	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	450,92	199,85	0,00	0,00
Total	55.547,864	1.918,107				279.101,92

Número de Flujo	11	
Caudal	11.500	[Nm ³ /h]
Temperatura	18	[°C]
Presión	3,65	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	308,895	11,027	-15.473,50	-203,69	0,00	-2.246,01
Ar	578,026	14,469	6.652,45	-145,41	0,00	-2.103,95
O ₂	15.602,785	487,605	65.406,93	-205,97	0,00	-100.432,26
H ₂ O	0,000	0,000	-523,56	-235,04	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-850,32	-258,88	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-832,72	-306,24	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-625,88	-278,21	0,00	0,00
Total	16.489,705	513,101				-104.782,22

Número de Flujo	12	
Caudal	34.200	[Nm ³ /h]
Temperatura	18	[°C]
Presión	1,35	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	40.967,407	1.462,422	-15.473,50	-203,69	0,00	-297.879,08
Ar	343,607	8,601	6.652,45	-145,41	0,00	-1.250,69
O ₂	1.756,602	54,896	65.406,93	-205,97	0,00	-11.306,92
H ₂ O	0,000	0,000	-523,56	-235,04	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-850,32	-258,88	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-832,72	-306,24	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-625,88	-278,21	0,00	0,00
Total	43.067,616	1.525,919				-310.436,70

Número de Flujo	13	
Caudal	13.500	[Nm ³ /h]
Temperatura	18	[°C]
Presión	1,10	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	16.709,819	596,494	-15.473,50	-203,69	0,00	-121.499,16
Ar	52,937	1,325	6.652,45	-145,41	0,00	-192,68
O ₂	144,555	4,518	65.406,93	-205,97	0,00	-930,48
H ₂ O	0,000	0,000	-523,56	-235,04	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-850,32	-258,88	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-832,72	-306,24	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-625,88	-278,21	0,00	0,00
Total	16.907,311	602,336				-122.622,32

Número de Flujo	14	
Caudal	11.500	[Nm ³ /h]
Temperatura	-168,46	[°C]
Presión	3,75	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	308,895	11,027	-141.146,54	-5.627,06	0,00	-62.047,76
Ar	578,026	14,469	57.038,55	-4.018,71	0,00	-58.148,56
O ₂	15.602,785	487,605	485.418,54	-5.637,11	0,00	-2.748.683,77
H ₂ O	0,000	0,000	-13.178,15	-6.452,00	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.359,59	-6.229,15	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.472,25	-7.293,01	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.169,67	-6.936,88	0,00	0,00
Total	16.489,705	513,101				-2.868.880,10

Número de Flujo	15	
Caudal	42.990	[Nm ³ /h]
Temperatura	-170,23	[°C]
Presión	6,71	[atm]
% de Líquido	2,12	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	41.970,611	1.498,233	-141.261,62	-5.678,54	4.211,38	-8.602.991,78
Ar	712,608	17,838	56.961,96	-4.055,38	5.860,95	-76.010,89
O ₂	12.864,645	402,035	485.314,38	-5.688,52	6.274,33	-2.396.735,47
H ₂ O	0,000	0,000	-13.274,09	-6.510,92	52.764,33	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.484,61	-6.275,99	20.848,27	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.598,11	-7.347,19	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.298,89	-6.992,28	32.153,88	0,00
Total	55.547,864	1.918,107				-11.075.738,15

Número de Flujo	16	
Caudal	13.500	[Nm ³ /h]
Temperatura	-165,32	[°C]
Presión	9,49	[atm]
% de Líquido	6,27	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	16.020,882	571,901	-140.935,84	-5.535,46	3.850,33	-3.268.946,73
Ar	272,014	6,809	57.170,19	-3.953,46	5.624,28	-30.766,03
O ₂	4.910,650	153,464	485.604,38	-5.545,63	6.041,78	-962.480,27
H ₂ O	0,000	0,000	-13.005,63	-6.347,17	52.583,10	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.135,92	-6.145,30	20.653,67	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.246,98	-7.195,98	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-15.937,78	-6.837,92	31.970,11	0,00
Total	21.203,546	732,173				-4.262.193,02

Número de Flujo	17	
Caudal	34.200	[Nm ³ /h]
Temperatura	-172,80	[°C]
Presión	1,60	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	40.967,407	1.462,422	-141.425,49	-5.753,50	0,00	-8.414.048,52
Ar	343,607	8,601	56.847,53	-4.108,76	0,00	-35.340,97
O ₂	1.756,602	54,896	485.163,83	-5.763,41	0,00	-316.387,25
H ₂ O	0,000	0,000	-13.412,43	-6.596,72	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.665,73	-6.343,82	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.780,37	-7.425,63	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.485,59	-7.072,65	0,00	0,00
Total	43.067,616	1.525,919				-8.765.776,73

Número de Flujo	18	
Caudal	13.500	[Nm ³ /h]
Temperatura	-175,15	[°C]
Presión	6,61	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	16.709,819	596,494	-141.571,89	-5.822,00	0,00	-3.472.788,28
Ar	52,937	1,325	56.740,36	-4.157,54	0,00	-5.509,32
O ₂	144,555	4,518	485.027,92	-5.831,85	0,00	-26.345,50
H ₂ O	0,000	0,000	-13.537,43	-6.675,14	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.830,18	-6.405,42	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.945,78	-7.496,85	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.654,62	-7.145,79	0,00	0,00
Total	16.907,311	602,336				-3.504.643,09

Número de Flujo	19	
Caudal	13.500	[Nm ³ /h]
Temperatura	-70	[°C]
Presión	6,55	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	16.709,819	596,494	-120.039,07	-2.761,70	0,00	-1.647.335,36
Ar	52,937	1,325	52.213,58	-1.973,37	0,00	-2.614,99
O ₂	144,555	4,518	453.450,81	-2.776,53	0,00	-12.543,05
H ₂ O	0,000	0,000	-6.930,75	-3.174,02	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-9.007,24	-3.312,83	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-9.007,17	-3.899,34	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-8.211,58	-3.610,25	0,00	0,00
Total	16.907,311	602,336				-1.662.493,40

Número de Flujo	20	
Caudal	13.500	[Nm ³ /h]
Temperatura	-134,10	[°C]
Presión	1,24	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	16.709,819	596,494	-138.092,69	-4.625,83	0,00	-2.759.276,75
Ar	52,937	1,325	57.928,87	-3.304,87	0,00	-4.379,42
O ₂	144,555	4,518	486.668,18	-4.637,84	0,00	-20.951,53
H ₂ O	0,000	0,000	-11.176,63	-5.306,70	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-13.855,78	-5.277,53	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-13.942,49	-6.189,94	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-13.522,59	-5.827,78	0,00	0,00
Total	16.907,311	602,336				-2.784.607,70

Número de Flujo	21	
Caudal	16.410	[Nm ³ /h]
Temperatura	-172	[°C]
Presión	9,44	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	16.020,882	571,901	-141.374,91	-5.730,17	4.329,95	-5.753.384,64
Ar	272,014	6,809	56.883,50	-4.092,14	5.942,61	-68.328,76
O ₂	4.910,650	153,464	485.210,51	-5.740,09	6.354,86	-1.856.134,33
H ₂ O	0,000	0,000	-13.369,54	-6.570,01	52.829,45	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.609,47	-6.322,75	20.917,75	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.723,76	-7.401,27	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.427,65	-7.047,66	32.219,76	0,00
Total	21.203,546	732,173				-7.677.847,73

Número de Flujo	22	
Caudal	7.500	[Nm ³ /h]
Temperatura	-172	[°C]
Presión	9,44	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	7.322,158	261,381	-141.374,91	-5.730,17	4.329,95	-2.629.517,66
Ar	124,321	3,112	56.883,50	-4.092,14	5.942,61	-31.228,87
O ₂	2.244,355	70,139	485.210,51	-5.740,09	6.354,86	-848.324,65
H ₂ O	0,000	0,000	-13.369,54	-6.570,01	52.829,45	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.609,47	-6.322,75	20.917,75	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.723,76	-7.401,27	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.427,65	-7.047,66	32.219,76	0,00
Total	9.690,835	334,631				-3.509.071,18

Número de Flujo	23	
Caudal	8.910	[Nm ³ /h]
Temperatura	-172	[°C]
Presión	9,44	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	8.698,724	310,520	-141.374,91	-5.730,17	4.329,95	-3.123.866,98
Ar	147,693	3,697	56.883,50	-4.092,14	5.942,61	-37.099,90
O ₂	2.666,294	83,325	485.210,51	-5.740,09	6.354,86	-1.007.809,68
H ₂ O	0,000	0,000	-13.369,54	-6.570,01	52.829,45	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.609,47	-6.322,75	20.917,75	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.723,76	-7.401,27	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.427,65	-7.047,66	32.219,76	0,00
Total	11.512,712	397,542				-4.168.776,56

Número de Flujo	24	
Caudal	7.500	[Nm ³ /h]
Temperatura	-173,05	[°C]
Presión	6,68	[atm]
% de Líquido	97,95	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	7.322,158	261,381	-141.441,03	-5.760,71	4.397,66	-2.627.603,17
Ar	124,321	3,112	56.836,37	-4.113,89	5.990,06	-31.258,10
O ₂	2.244,355	70,139	485.149,45	-5.770,60	6.401,72	-850.210,63
H ₂ O	0,000	0,000	-13.425,64	-6.604,97	52.867,92	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.683,07	-6.350,32	20.958,67	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.797,81	-7.433,14	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.503,43	-7.080,35	32.258,62	0,00
Total	9.690,835	334,631				-3.509.071,89

Número de Flujo	25	
Caudal	8.910	[Nm ³ /h]
Temperatura	-188,92	[°C]
Presión	1,68	[atm]
% de Líquido	74,56	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	8.698,724	310,520	-142.389,65	-6.223,81	5.265,56	-3.078.708,80
Ar	147,693	3,697	56.082,85	-4.443,51	6.644,89	-37.834,78
O ₂	2.666,294	83,325	484.263,17	-6.233,55	7.052,57	-1.052.231,62
H ₂ O	0,000	0,000	-14.242,00	-7.135,32	53.445,34	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-17.771,00	-6.759,12	21.563,54	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-17.890,84	-7.905,45	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-17.613,03	-7.568,94	32.838,53	0,00
Total	11.512,712	397,542				-4.168.775,19

Número de Flujo	26	
Caudal	11.000	[Nm ³ /h]
Temperatura	-174,83	[°C]
Presión	6,64	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	12.933,017	461,673	-141.552,49	-5.812,85	4.509,48	-4.765.700,54
Ar	153,985	3,855	56.754,81	-4.151,02	6.069,69	-37.621,88
O ₂	808,466	25,266	485.045,97	-5.822,70	6.480,45	-310.972,36
H ₂ O	0,000	0,000	-13.520,81	-6.664,66	52.933,47	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.808,27	-6.397,21	21.028,23	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.923,75	-7.487,36	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.632,12	-7.136,03	32.324,80	0,00
Total	13.895,468	490,793				-5.114.294,78

Número de Flujo	27	
Caudal	25.990	[Nm ³ /h]
Temperatura	-170,83	[°C]
Presión	6,74	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	19.649,933	701,448	-141.300,25	-5.696,04	4.252,18	-6.978.153,85
Ar	630,007	15,771	56.935,54	-4.067,84	5.888,84	-157.023,64
O ₂	14.155,979	442,391	485.279,09	-5.706,00	6.301,82	-5.312.150,92
H ₂ O	0,000	0,000	-13.306,53	-6.530,95	52.786,42	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.527,00	-6.291,87	20.871,87	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.640,77	-7.365,55	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.342,63	-7.011,07	32.176,24	0,00
Total	34.435,919	1.159,609				-12.447.328,41

Número de Flujo	28	
Caudal	25.990	[Nm ³ /h]
Temperatura	-173,20	[°C]
Presión	6,71	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	19.649,933	701,448	-141.450,44	-5.765,08	4.407,22	-7.135.334,83
Ar	630,007	15,771	56.829,58	-4.117,01	5.996,81	-159.501,84
O ₂	14.155,979	442,391	485.140,73	-5.774,97	6.408,39	-5.389.808,59
H ₂ O	0,000	0,000	-13.433,66	-6.609,98	52.873,42	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.693,59	-6.354,26	20.964,52	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.808,40	-7.437,70	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.514,26	-7.085,03	32.264,18	0,00
Total	34.435,919	1.159,609				-12.684.645,27

Número de Flujo	29	
Caudal	25.990	[Nm ³ /h]
Temperatura	-186,45	[°C]
Presión	1,78	[atm]
% de Líquido	80,76	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	19.649,933	701,448	-142.246,58	-6.151,90	5.146,12	-6.975.843,71
Ar	630,007	15,771	56.202,28	-4.392,34	6.550,15	-160.929,52
O ₂	14.155,979	442,391	484.397,78	-6.161,62	6.957,97	-5.547.874,21
H ₂ O	0,000	0,000	-14.119,62	-7.052,93	53.356,38	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-17.605,98	-6.696,78	21.471,47	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-17.725,23	-7.833,48	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-17.445,93	-7.493,95	32.749,61	0,00
Total	34.435,919	1.159,609				-12.684.647,44

Número de Flujo	30	
Caudal	11.000	[Nm ³ /h]
Temperatura	-188	[°C]
Presión	6,61	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	12.933,017	461,673	-142.336,58	-6.197,09	5.221,71	-5.271.930,71
Ar	153,985	3,855	56.127,22	-4.424,50	6.609,95	-40.617,19
O ₂	808,466	25,266	484.313,24	-6.206,82	7.017,67	-334.259,88
H ₂ O	0,000	0,000	-14.196,72	-7.104,71	53.412,31	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-17.709,88	-6.736,01	21.529,41	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-17.829,51	-7.878,77	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-17.551,18	-7.541,12	32.805,54	0,00
Total	13.895,468	490,793				-5.646.807,77

Número de Flujo	31	
Caudal	11.000	[Nm ³ /h]
Temperatura	-190,83	[°C]
Presión	1,65	[atm]
% de Líquido	96,01	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	12.933,017	461,673	-142.500,24	-6.279,63	5.355,29	-5.268.680,65
Ar	153,985	3,855	55.990,23	-4.483,21	6.716,92	-40.868,56
O ₂	808,466	25,266	484.158,02	-6.289,39	7.124,58	-337.259,48
H ₂ O	0,000	0,000	-14.335,82	-7.199,28	53.514,21	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-17.897,93	-6.807,22	21.634,55	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-18.018,20	-7.960,97	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-17.741,30	-7.626,93	32.907,26	0,00
Total	13.895,468	490,793				-5.646.808,69

Número de Flujo	32	
Caudal	34.200	[Nm ³ /h]
Temperatura	-190,11	[°C]
Presión	1,65	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	40.967,407	1.462,422	-142.459,06	-6.258,83	5.322,15	-9.153.050,93
Ar	343,607	8,601	56.024,72	-4.468,42	6.690,23	-38.434,49
O ₂	1.756,602	54,896	484.197,31	-6.268,58	7.097,89	-344.119,33
H ₂ O	0,000	0,000	-14.300,98	-7.175,45	53.488,56	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-17.850,76	-6.789,33	21.608,14	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-17.970,87	-7.940,32	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-17.693,65	-7.605,34	32.881,68	0,00
Total	43.067,616	1.525,919				-9.535.604,75

Número de Flujo	33	
Caudal	34.200	[Nm ³ /h]
Temperatura	-178,14	[°C]
Presión	1,63	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	40.967,407	1.462,422	-141.754,57	-5.909,28	4.705,09	-8.641.865,53
Ar	343,607	8,601	56.600,87	-4.219,68	6.212,59	-36.294,99
O ₂	1.756,602	54,896	484.857,47	-5.919,07	6.622,06	-324.932,22
H ₂ O	0,000	0,000	-13.694,70	-6.775,07	53.054,35	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-17.038,17	-6.483,35	21.155,88	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-17.154,90	-7.586,93	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.867,74	-7.238,56	32.446,58	0,00
Total	43.067,616	1.525,919				-9.003.092,75

Número de Flujo	34	
Caudal	11.700	[Nm ³ /h]
Temperatura	-177,85	[°C]
Presión	1,79	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	314,267	11,218	-141.736,80	-5.900,71	4.688,24	-118.791,49
Ar	588,079	14,721	56.614,70	-4.213,58	6.200,11	-153.300,93
O ₂	15.874,137	496,085	484.874,07	-5.910,50	6.609,68	-6.211.076,09
H ₂ O	0,000	0,000	-13.679,35	-6.765,26	53.043,62	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-17.017,82	-6.475,73	21.144,58	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-17.134,44	-7.578,12	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.846,92	-7.229,47	32.435,79	0,00
Total	16.776,483	522,025				-6.483.168,51

Número de Flujo	34a	
Caudal	11.700	[Nm ³ /h]
Temperatura	-177,65	[°C]
Presión	3,90	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	314,267	11,218	-141.724,68	-5.894,88	4.676,71	-118.596,68
Ar	588,079	14,721	56.624,10	-4.209,42	6.191,59	-153.114,30
O ₂	15.874,137	496,085	484.885,39	-5.904,67	6.601,22	-6.203.988,60
H ₂ O	0,000	0,000	-13.668,89	-6.758,57	53.036,32	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-17.003,96	-6.470,53	21.136,89	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-17.120,51	-7.572,11	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.832,73	-7.223,28	32.428,44	0,00
Total	16.776,483	522,025				-6.475.699,58

Número de Flujo	35	
Caudal	200	[Nm ³ /h]
Temperatura	-177,65	[°C]
Presión	3,80	[atm]
% de Líquido	100	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	5,372	0,192	-141.724,68	-5.894,88	4.676,71	-2.027,29
Ar	10,053	0,252	56.624,10	-4.209,42	6.191,59	-2.617,34
O ₂	271,353	8,480	484.885,39	-5.904,67	6.601,22	-106.051,09
H ₂ O	0,000	0,000	-13.668,89	-6.758,57	53.036,32	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-17.003,96	-6.470,53	21.136,89	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-17.120,51	-7.572,11	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.832,73	-7.223,28	32.428,44	0,00
Total	286,777	8,924				-110.695,72

Número de Flujo	36	
Caudal	11.500	[Nm ³ /h]
Temperatura	-175,47	[°C]
Presión	3,80	[atm]
% de Líquido	100	

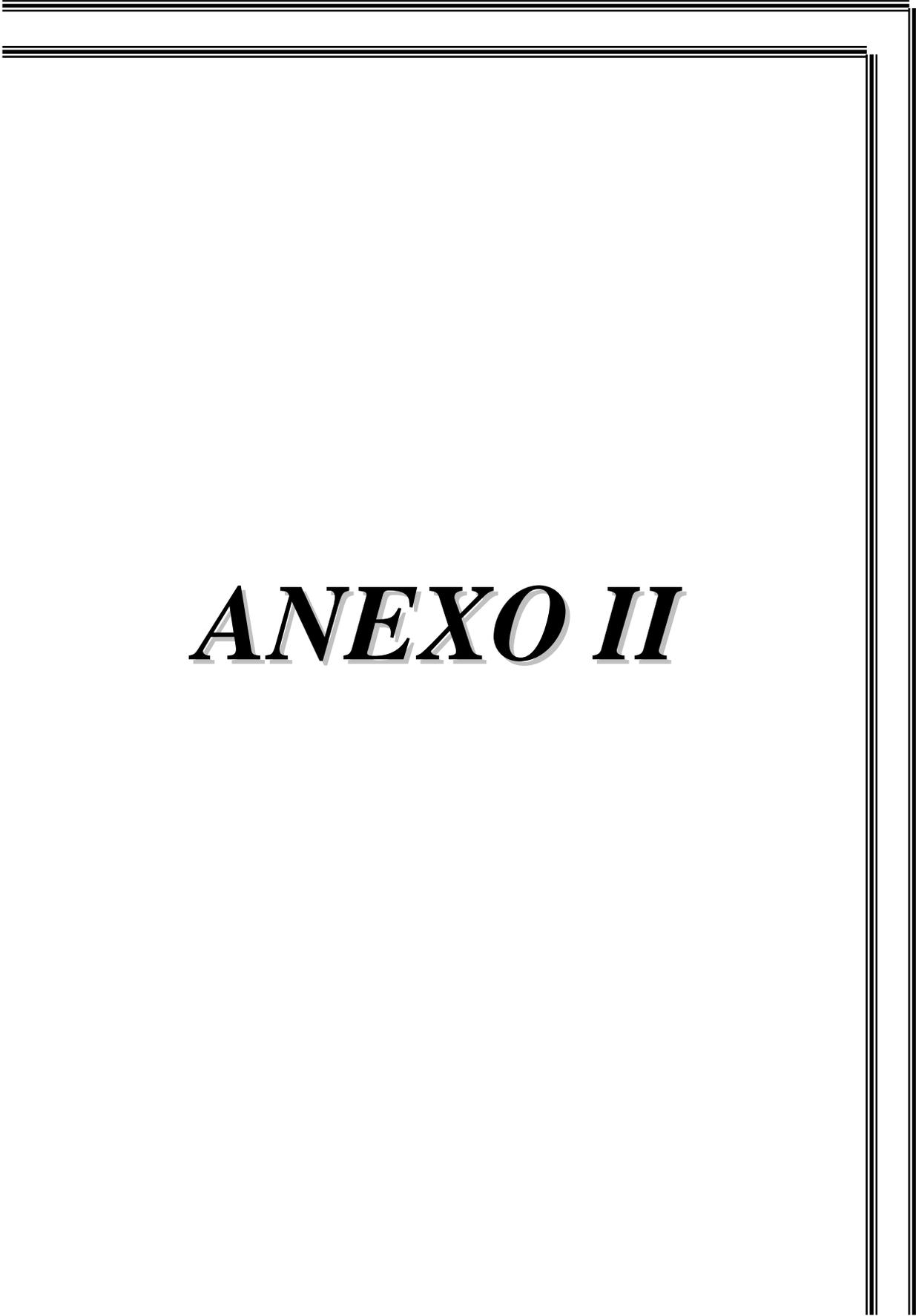
Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	308,895	11,027	-141.591,76	-5.831,40	4.548,18	-114.452,31
Ar	578,026	14,469	56.725,49	-4.164,23	6.097,61	-148.483,33
O ₂	15.602,785	487,605	485.009,41	-5.841,24	6.508,09	-6.021.599,49
H ₂ O	0,000	0,000	-13.554,48	-6.685,90	52.956,77	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-16.852,66	-6.413,84	21.052,89	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-16.968,40	-7.506,58	23.505,79	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-16.677,70	-7.155,80	32.348,29	0,00
Total	16.489,705	513,101				-6.284.535,13

Número de Flujo	37	
Caudal	11.950	[Nm ³ /h]
Temperatura	18	[°C]
Presión	1,35	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	14.314,635	510,992	-15.473,50	-203,69	0,00	-2.333,90
Ar	120,062	3,005	6.652,45	-145,41	0,00	-2.186,28
O ₂	613,783	19,181	65.406,93	-205,97	0,00	-104.362,22
H ₂ O	0,000	0,000	-523,56	-235,04	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-850,32	-258,88	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-832,72	-306,24	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-625,88	-278,21	0,00	0,00
Total	15.048,480	533,179				-108.882,39

Número de Flujo	38	
Caudal	22.250	[Nm ³ /h]
Temperatura	18	[°C]
Presión	1,35	[atm]
% de Líquido	0	

Componente	Flujo Total		Cp · ΔT		λ	H
	[Kg/h]	[K-mol/h]	Líquido [KJ/K-mol]	Gas [KJ/K-mol]		
N ₂	26.652,772	951,429	-15.473,50	-203,69	0,00	-193.795,60
Ar	223,546	5,596	6.652,45	-145,41	0,00	-813,68
O ₂	1.142,818	35,714	65.406,93	-205,97	0,00	-7.356,11
H ₂ O	0,000	0,000	-523,56	-235,04	0,00	0,00
CO ₂	0,000	0,000	-850,32	-258,88	0,00	0,00
C ₂ H ₂	0,000	0,000	-832,72	-306,24	0,00	0,00
SO ₂	0,000	0,000	-625,88	-278,21	0,00	0,00
Total	28.019,136	992,740				-201.965,39



ANEXO II

Ejemplo de Cálculo para el Balance de Energía del Flujo 16.Datos:

$$T = -165,32 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$P = 9,49 \text{ [atm}_m\text{]} = 9,62 \text{ [bar]}$$

$$Z_{Ar} = 0,0093$$

$$Z_{N_2} = 0,7811$$

$$Z_{O_2} = 0,2096$$

a. Presión de Saturación.

$$\boxed{\ln P_i^S = A_i - \frac{B_i}{T + C_i}}$$

Donde:

$$P^S = \text{[KPa]}$$

$$T = \text{[K]}$$

Componentes	A	B	C
Argón	13,9153	832,78	2,3608
Nitrógeno	13,4477	658,22	-2,854
Oxígeno	13,6835	780,26	-4,1758

Cálculo de la Presión de Saturación.Argón:

$$\ln P^S = 13,9153 - \frac{832,78}{(273,15 - 165,32) + 2,3608} = 6,3576$$

$$P^S = 576,8602 \text{ [KPa]} = 5,768602 \text{ [bar]}$$

Nitrógeno:

$$\ln P^S = 13,4477 - \frac{658,22}{(273,15 - 165,32) + (-2,854)} = 7,1769$$

$$P^S = 1.308,84 \text{ [KPa]} = 13,0884 \text{ [bar]}$$

Oxígeno:

$$\ln P^S = 13,6835 - \frac{780,26}{(273,15 - 165,32) + (-4,1758)} = 6,1559$$

$$P^S = 471,4909 \text{ [KPa]} = 4,714909 \text{ [bar]}$$

b. Presión de Burbuja.

$$P^B = Z^A \cdot P_A^S + Z^N \cdot P_N^S + Z^O \cdot P_O^S$$

$$0 = \sum \frac{Z_i \cdot (1 - K_i)}{(\alpha + K_i)}$$

$$K_i = \frac{P_i^S}{P}$$

Cálculo de la Presión de Burbuja.

$$P^B = 0,0093 \cdot 5,768602 + 0,7811 \cdot 13,0884 + 0,2096 \cdot 4,714909 = 11,2652 \text{ [bar]}$$

c. Presión de Rocío.

$$P^R = \frac{1}{\left(\frac{Z_A}{P_A^S}\right) + \left(\frac{Z_N}{P_N^S}\right) + \left(\frac{Z_O}{P_O^S}\right)}$$

Cálculo de Presión de Rocío.

$$P^R = \frac{1}{\left(\frac{0,0093}{5,768602}\right) + \left(\frac{0,7811}{13,0884}\right) + \left(\frac{0,2096}{4,714909}\right)} = 9,4566 \text{ [bar]}$$

Por lo tanto, la Presión del Ducto es de 9,62 [bar].

$$9,4566 < 9,62 < 11,2652$$

La Presión del Flujo está entre la Presión de Rocío y de Burbuja respectivamente, lo que indica que es una mezcla líquido – gas.

Cálculo del Porcentaje de Líquido en Flujo 16.

$$K_{Ar} = \frac{5,768602}{9,62} = 0,5996$$

$$K_{N_2} = \frac{13,0884}{9,62} = 1,3605$$

$$K_{O_2} = \frac{4,714909}{9,62} = 0,4901$$

$$0 = \frac{0,0093 \cdot (1 - 0,5996)}{\alpha + 0,5996} + \frac{0,7811 \cdot (1 - 1,3605)}{\alpha + 1,3605} + \frac{0,2096 \cdot (1 - 0,4901)}{\alpha + 0,4901}$$

Por tanteo: $\alpha = 0,0669$

$$1) L + V = 732,173$$

$$2) \alpha = \frac{L}{V} \Rightarrow L = 0,0669 \cdot V$$

Reemplazando:

$$0,0669 \cdot V + V = 732,173$$

$$V \cdot (0,0669 + 1) = 732,173$$

$$V = \frac{732,173}{1,0669} = 686,26$$

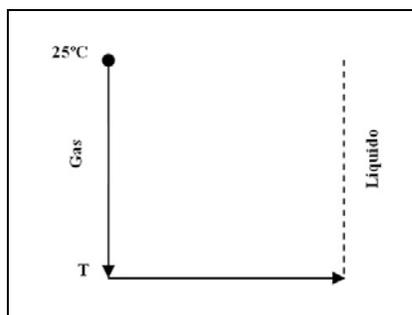
$$L = 732,173 - 686,26 = 45,913$$

Por lo tanto:

$$\% \text{ Líq} = \frac{45,913}{732,173} \cdot 100 = 6,27 \text{ [\%]}$$

d. Entalpía.

Base de Entalpía = 25 [°C], estado gaseoso.



e. Capacidad Calorífica.

$$Cp \cdot \Delta T = A \cdot (T_2 - T_1) + \frac{B}{2} \cdot (T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3} \cdot (T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4} \cdot (T_2^4 - T_1^4) + \frac{E}{5} \cdot (T_2^5 - T_1^5)$$

Donde:

$$Cp = \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

$$T = [K]$$

Componentes	A	B	C	D	E
Argón	20,7723	0	0	0	0
Nitrógeno	29,4119	-0,00300681	$0,545064 \cdot 10^{-5}$	$5,13186 \cdot 10^{-9}$	$-4,25308 \cdot 10^{-12}$
Oxígeno	29,8832	-0,0113842	$4,33779 \cdot 10^{-5}$	$-3,70082 \cdot 10^{-9}$	$1,01006 \cdot 10^{-11}$

Cálculo de la Capacidad Calorífica.

$$T_2 = -165,32 + 273,15 = 107,83 [K]$$

$$T_1 = 25 + 273,15 = 298,15 [K]$$

Argón:

$$Cp_A \cdot \Delta T = 20,7723 \cdot (107,83 - 298,15) = -3.953,38 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Nitrógeno:

$$Cp_N \cdot \Delta T = 29,4119 \cdot (107,83 - 298,15) + \frac{(-3,00681 \cdot 10^{-3})}{2} \cdot (107,83^2 - 298,15^2) +$$

$$\frac{5,45064 \cdot 10^{-6}}{3} \cdot (107,83^3 - 298,15^3) + \frac{5,13186 \cdot 10^{-9}}{4} \cdot (107,83^4 - 298,15^4) +$$

$$\frac{(-4,25308 \cdot 10^{-12})}{5} \cdot (107,83^5 - 298,15^5)$$

$$Cp_N \cdot \Delta T = -5.535,35 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

Oxígeno:

$$Cp_O \cdot \Delta T = 29,8832 \cdot (107,83 - 298,15) + \frac{(-1,13842 \cdot 10^{-2})}{2} \cdot (107,83^2 - 298,15^2) +$$

$$\frac{4,33779 \cdot 10^{-5}}{3} \cdot (107,83^3 - 298,15^3) + \frac{(-3,70082 \cdot 10^{-8})}{4} \cdot (107,83^4 - 298,15^4) +$$

$$\frac{1,01006 \cdot 10^{-11}}{5} \cdot (107,83^5 - 298,15^5)$$

$$Cp_O \cdot \Delta T = -5.545,52 \left[\frac{KJ}{Kmol} \right]$$

f. Constantes de Watson.

$$\lambda_T = \lambda_{TEN_i} \cdot \left(\frac{T_{C_i} - T}{T_{C_i} - TEN_i} \right)^{0,38}$$

Componentes	TEN [K]	λ_{TEN}	T _C [K]
Argón	87,291	6.527	150,651
Nitrógeno	77,361	5.577,5	126,271
Oxígeno	90,181	6.820,5	154,781

Cálculo de Calor Latente.

$$T = -165,63 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$\lambda_{Ar} = 6.527 \cdot \left(\frac{150,651 - 107,83}{150,651 - 87,291} \right)^{0,38} = 5.624,10$$

$$\lambda_{N_2} = 5.577,5 \cdot \left(\frac{126,271 - 107,83}{126,271 - 77,361} \right)^{0,38} = 3.850,05$$

$$\lambda_{o_2} = 6.820,5 \cdot \left(\frac{154,781 - 107,83}{154,781 - 90,181} \right)^{0,38} = 6.0471,61$$

f. Cálculo de Porcentaje de Distribución de los componentes en la fase Líquido – Vapor.

$$\text{K-moles de Líquido} = 732,173 \cdot 0,0627 = 45,907$$

$$\text{K-moles de Vapor} = 732,173 - 45,907 = 686,266$$

Balance al Nitrógeno:

$$1) \quad 732,173 \cdot 0,7811 = 45,907 \cdot X_N + 686,266 \cdot Y_N$$

$$2) \quad Y_N = K_N \cdot X_N \Rightarrow Y_N = 1,3605 \cdot X_N$$

2) en 1):

$$571,9 = 45,907 \cdot X_N + 686,266 \cdot 1,3605 \cdot X_N$$

$$571,9 = X_N \cdot (45,907 + 933,665)$$

Por lo tanto:

$$X_N = 0,583$$

$$Y_N = 0,583 \cdot 1,3605 = 0,7931$$

Balance al Oxígeno:

$$1) \quad 732,173 \cdot 0,2096 = 45,907 \cdot X_O + 686,266 \cdot Y_O$$

$$2) \quad Y_O = K_O \cdot X_O \Rightarrow Y_O = 0,4901 \cdot X_O$$

2) en 1):

$$153,46 = 45,907 \cdot X_O + 686,266 \cdot 0,4901 \cdot X_O$$

$$153,46 = X_N \cdot (45,907 + 336,339)$$

Por lo tanto:

$$X_O = 0,401$$

$$Y_O = 0,401 \cdot 0,4901 = 0,1965$$

Balance al Argón:

$$X_A = 1 - X_N - X_O = 1 - 0,583 - 0,401 = 0,016$$

$$Y_A = 1 - Y_N - Y_O = 1 - 0,7931 - 0,1965$$

Entonces:

Componentes	X _i	Y _i
Argón	0,016	0,0104
Nitrógeno	0,583	0,7931
Oxígeno	0,401	0,1965

g. Cálculo de la Entalpía.

$$H_i = Z_i \cdot m_T \cdot Cp_i^G \cdot \Delta T - \lambda_i \cdot m_L \cdot X_N$$

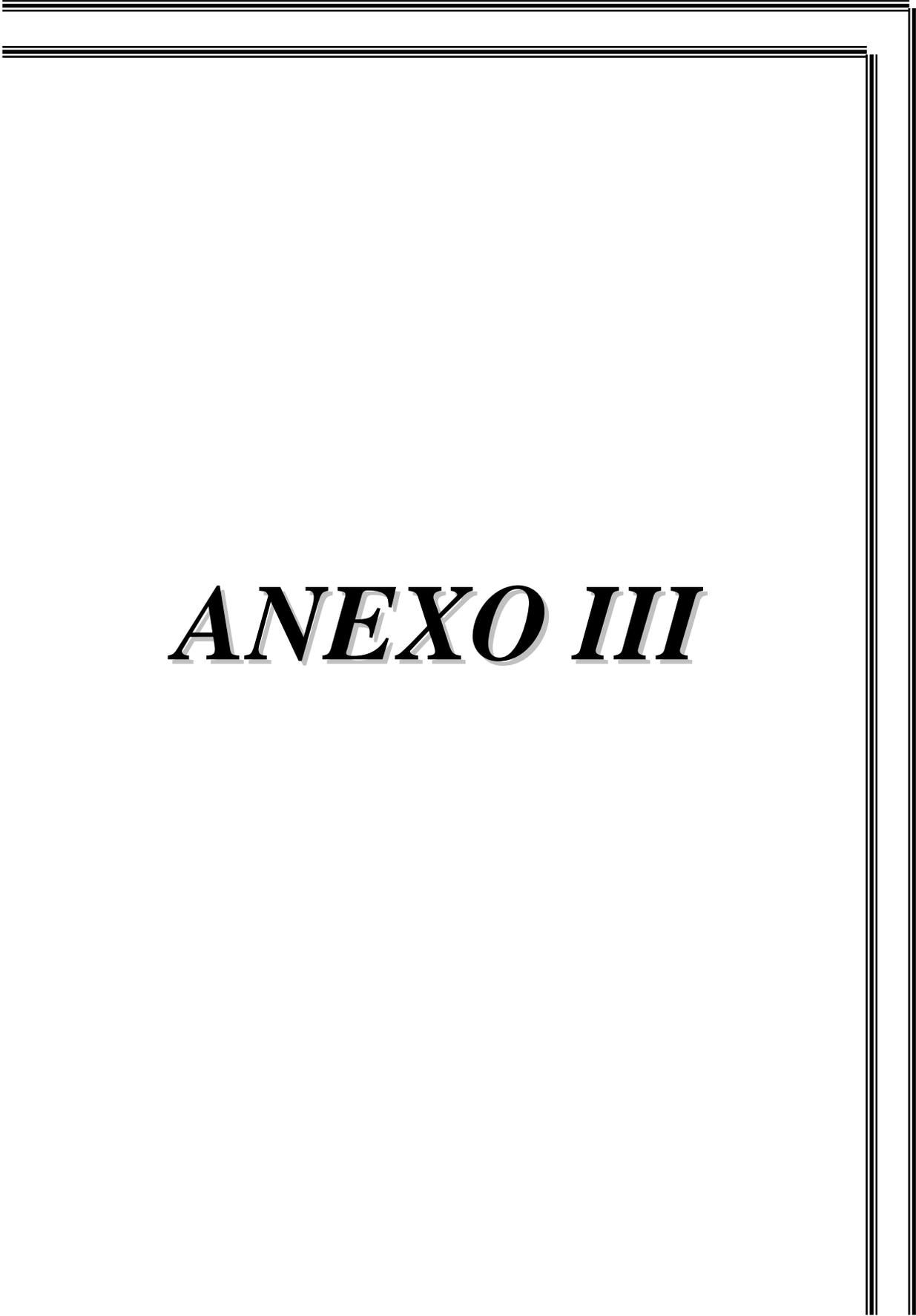
$$H_A = 0,0093 \cdot 732,173 \cdot (-3.953,38) - 5.624,10 \cdot 45,907 \cdot 0,016 = -3.268.710,388 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

$$H_N = 0,7811 \cdot 732,173 \cdot (-5.535,35) - 3.850,05 \cdot 45,907 \cdot 0,583 = -31.050,359 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

$$H_O = 0,2096 \cdot 732,173 \cdot (-5.545,52) - 6.041,61 \cdot 45,907 \cdot 0,401 = -962.252,919 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$

Por lo tanto:

$$Suma = -4.262.013,667 \left[\frac{KJ}{h} \right]$$



ANEXO III

Figura 1.- Factores para Uso en Ecuaciones Adiabáticas.

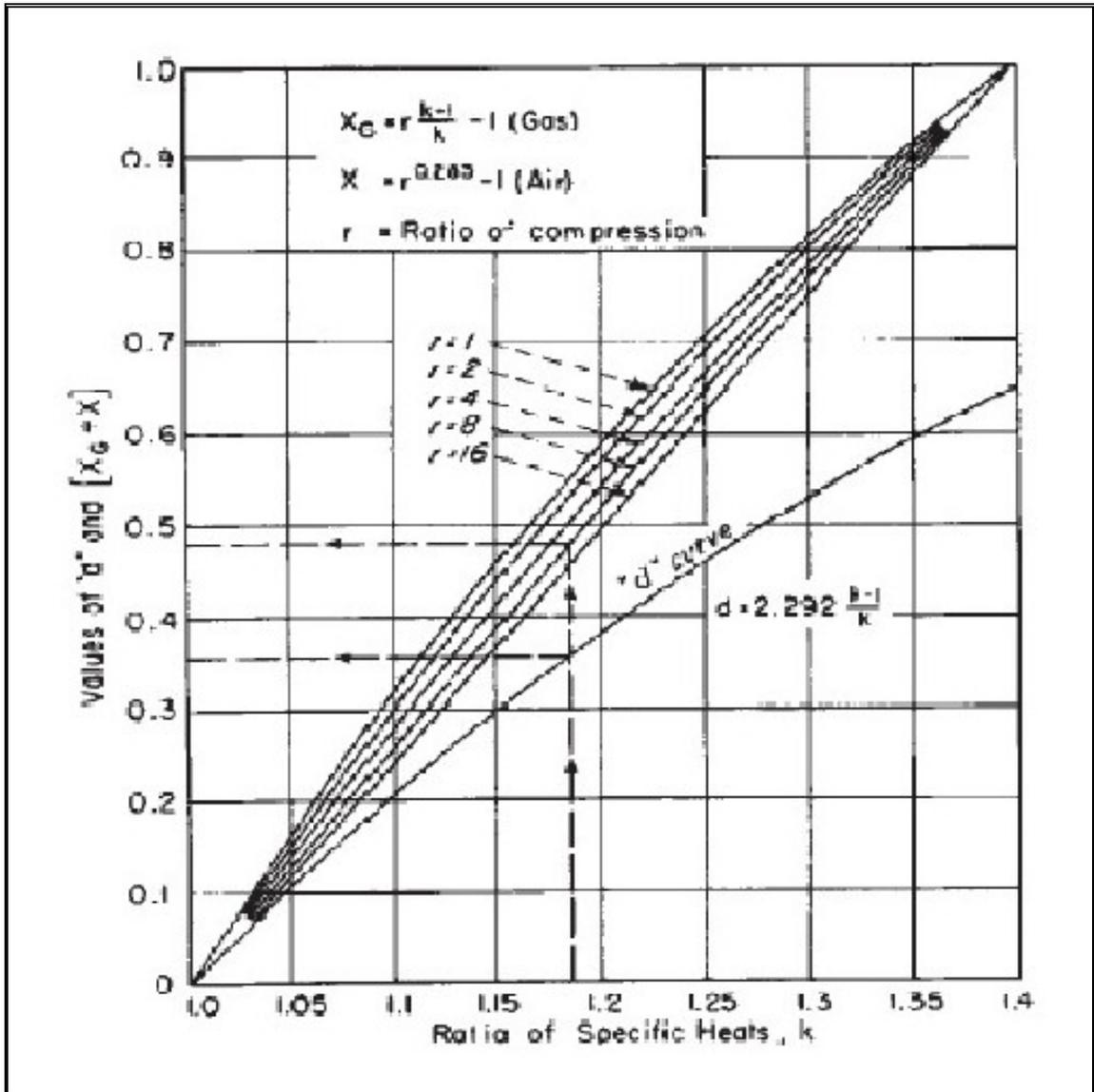


Figura 2.- Pérdida de Presión por Retorno, Lado de Tubos.

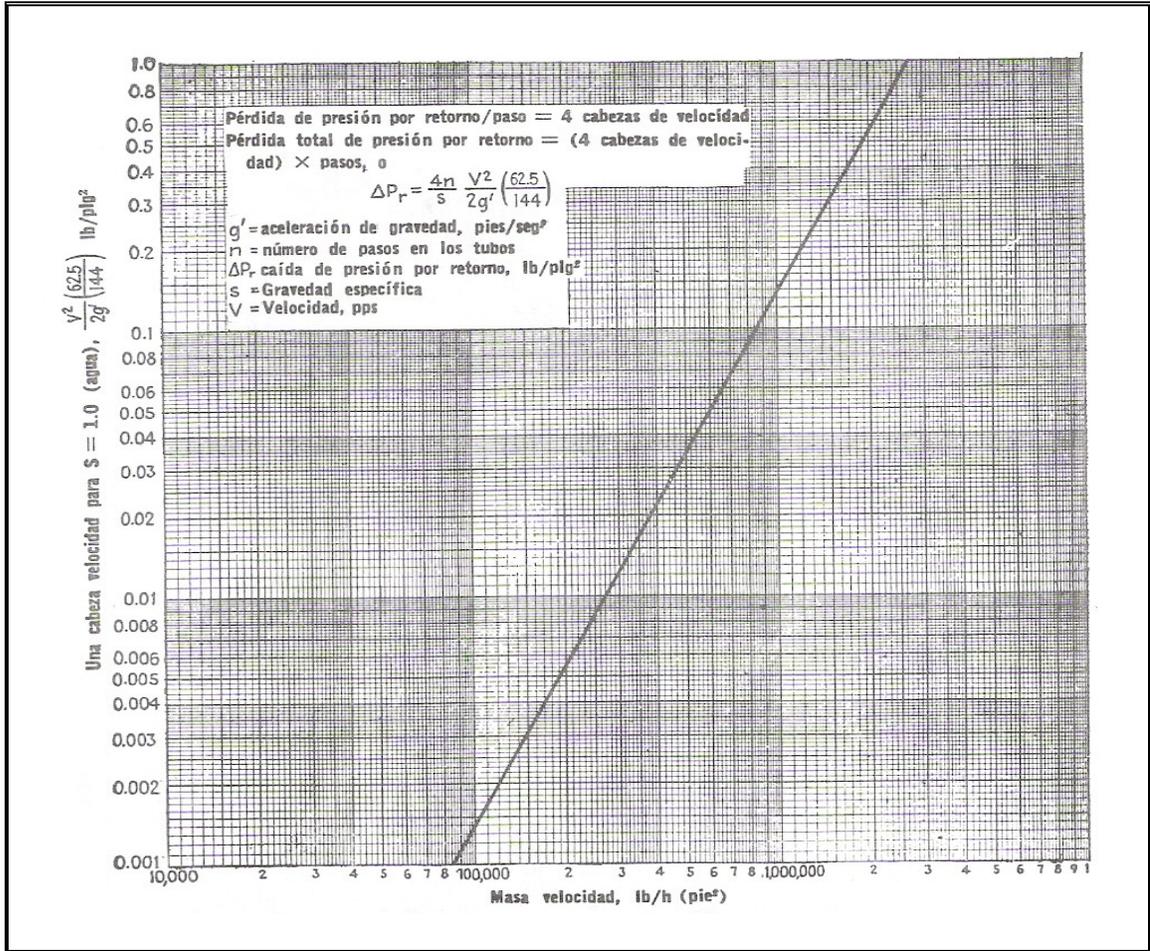


Figura 3.- Factores de Fricción, para Lado de Tubo.

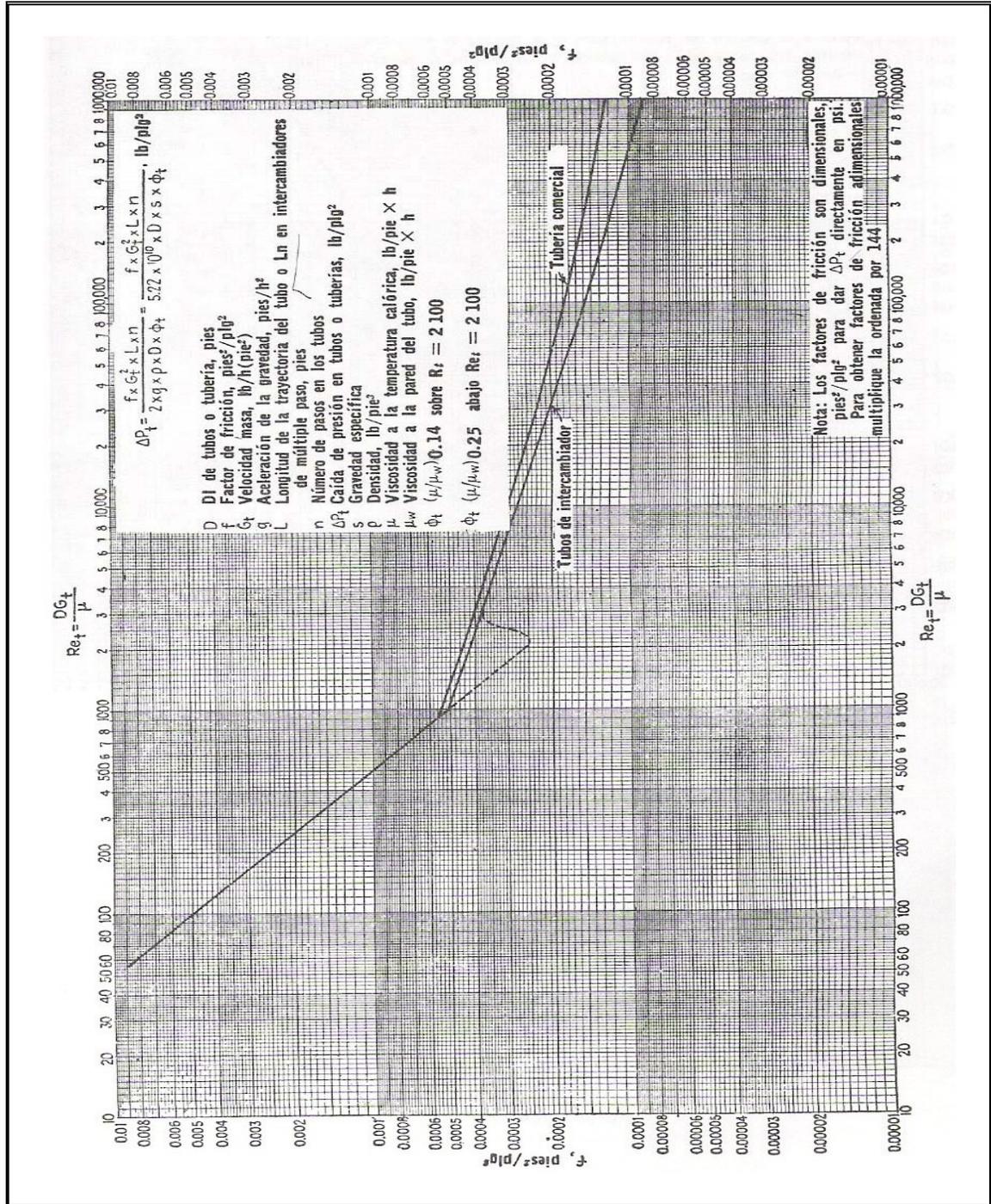


Figura 4.- Factores de Fricción Lado de la Carcaza, para haces de Tubos con Deflectores Segmentados 25%.

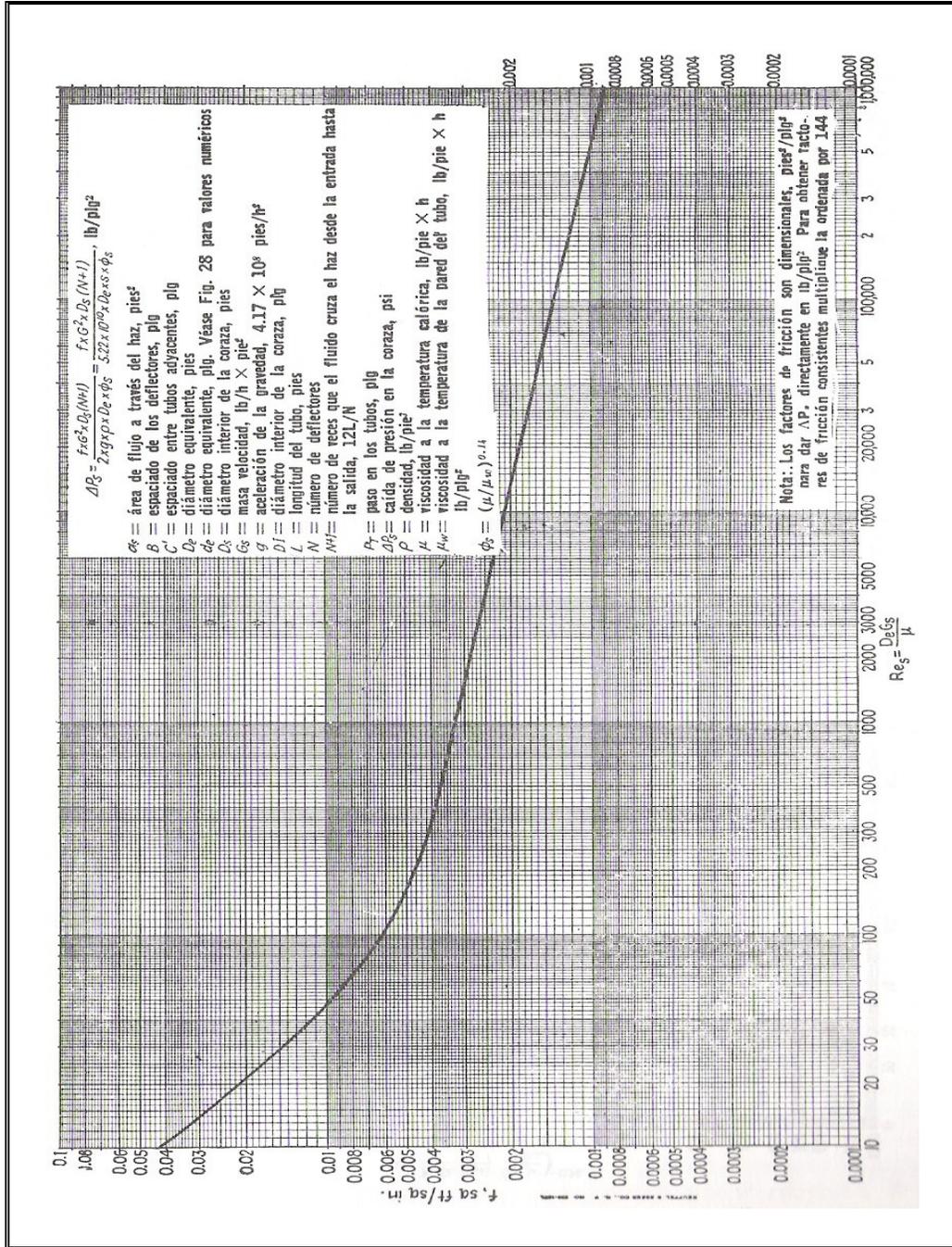


Figura 6.- Curva del Factor de Fricción.

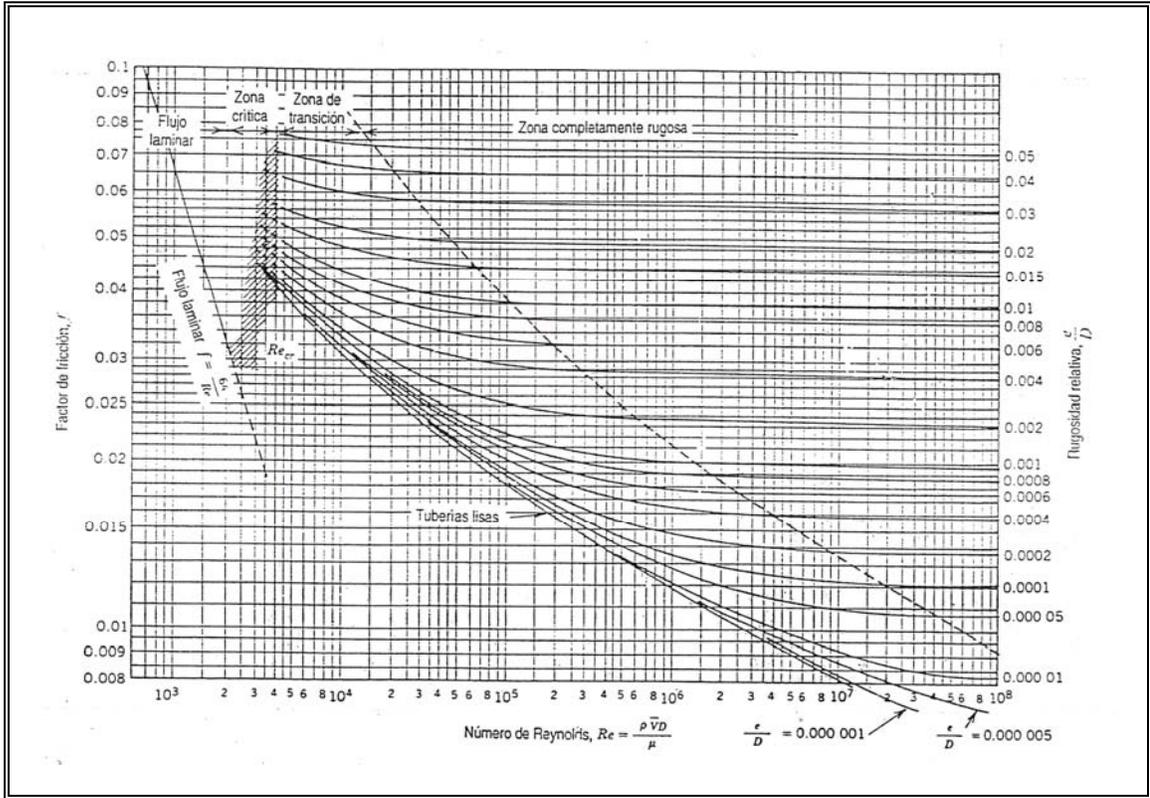


Figura 7.- Longitud Equivalente de Válvulas y Conexiones de Tuberías.

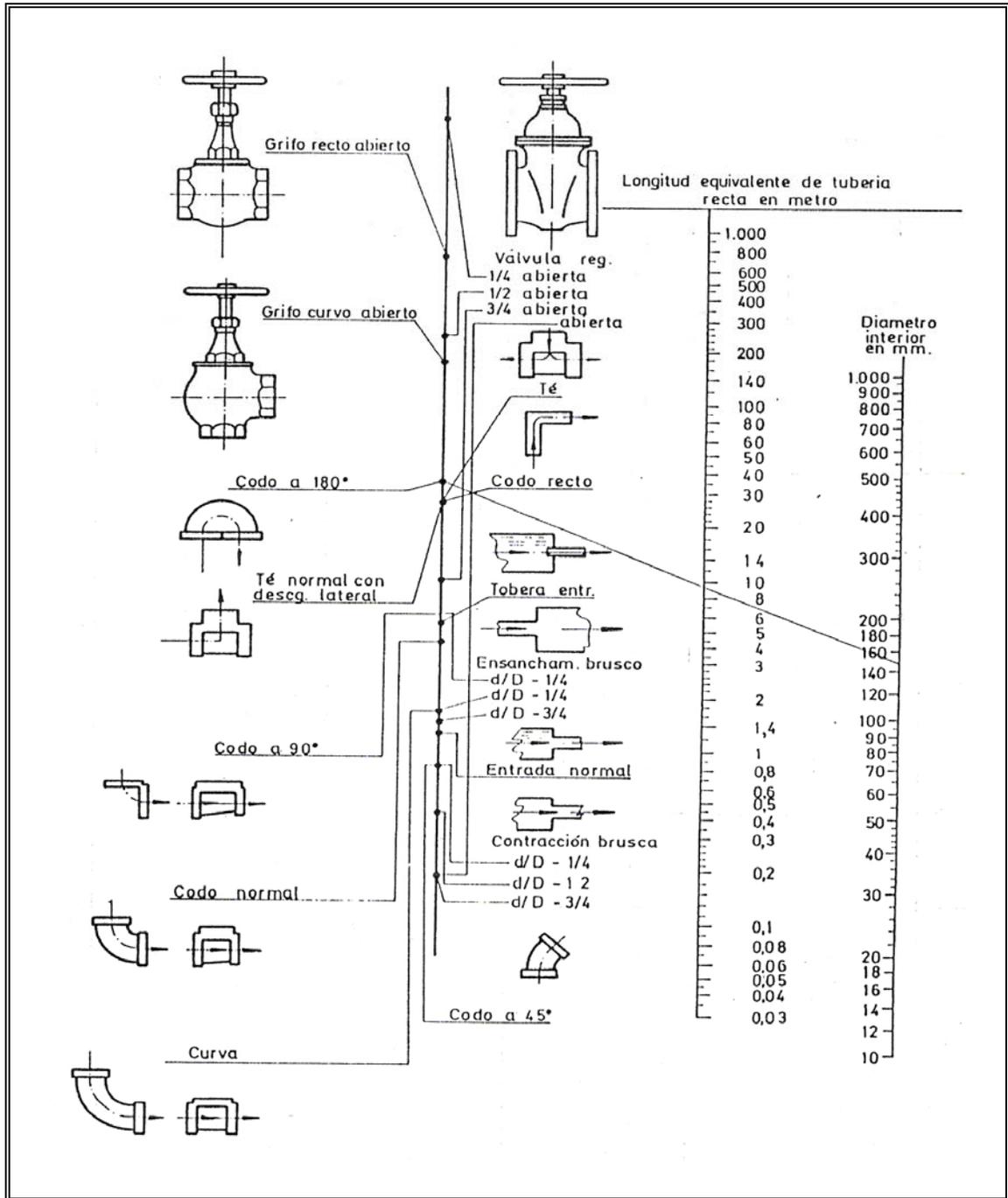


Figura 8.- Gráfico de Hougen.



Figura 9.- Velocidad de Inundación, Platos Perforados.

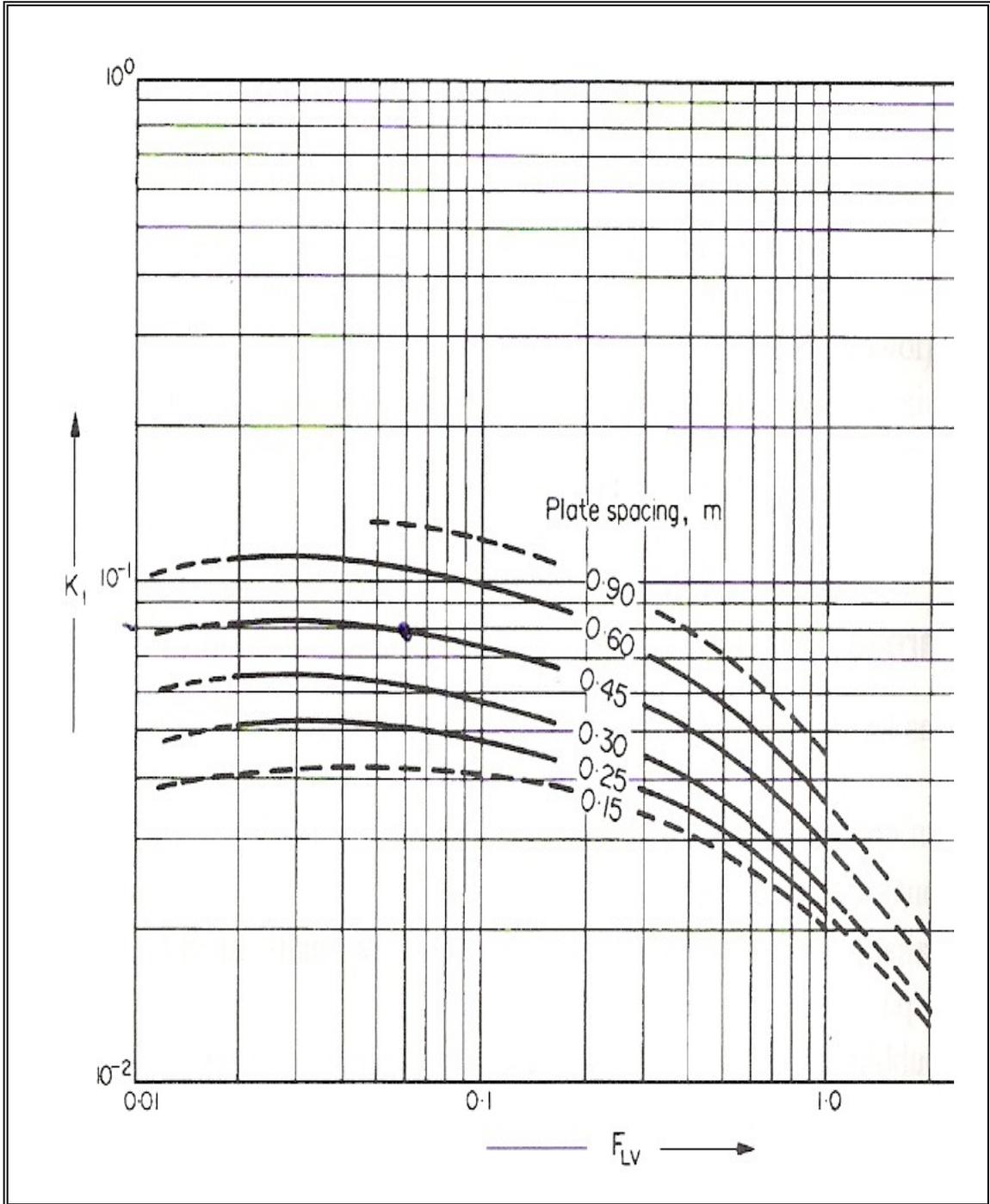


Figura 10.- Arreglo de Flujo Líquido.

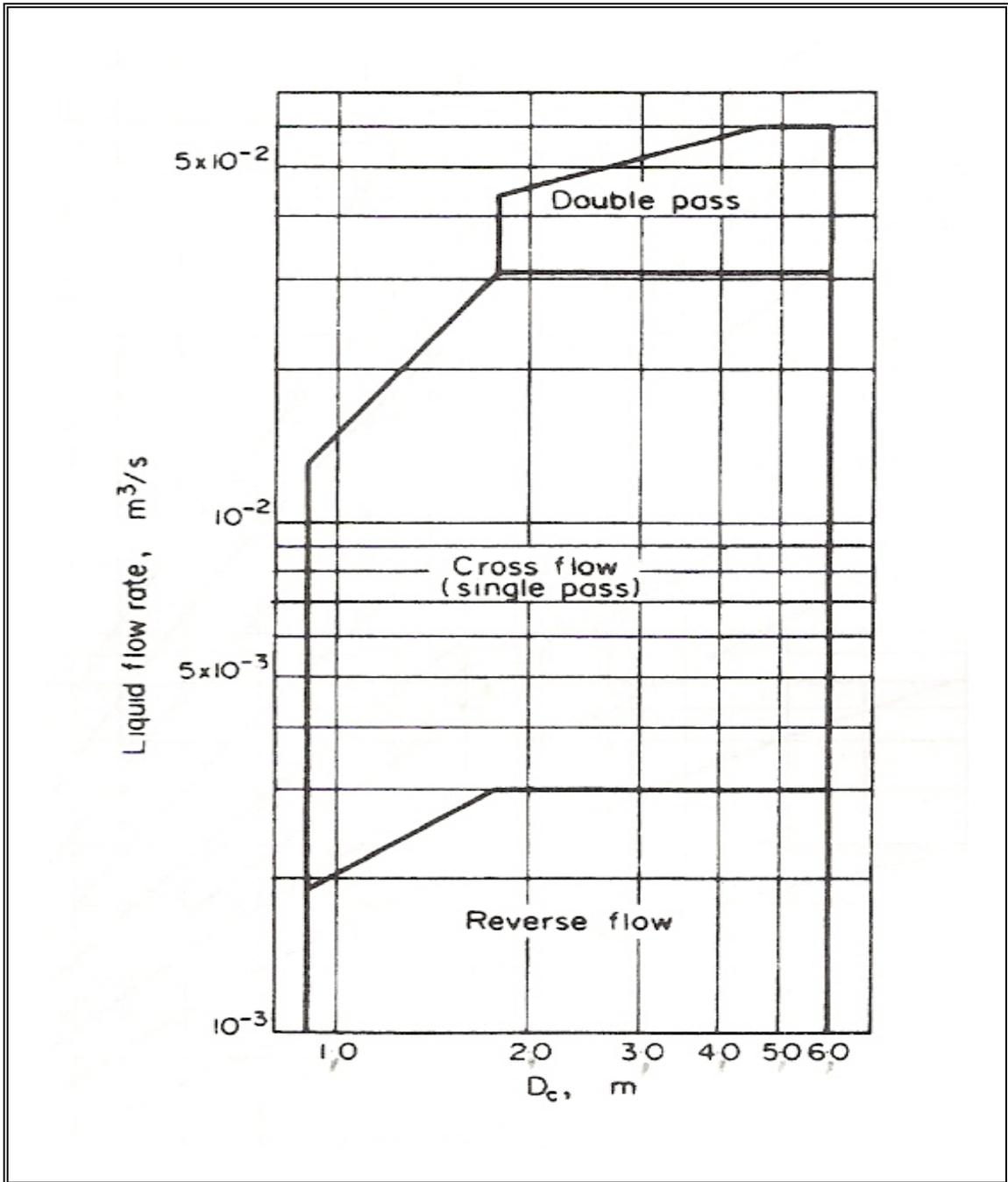


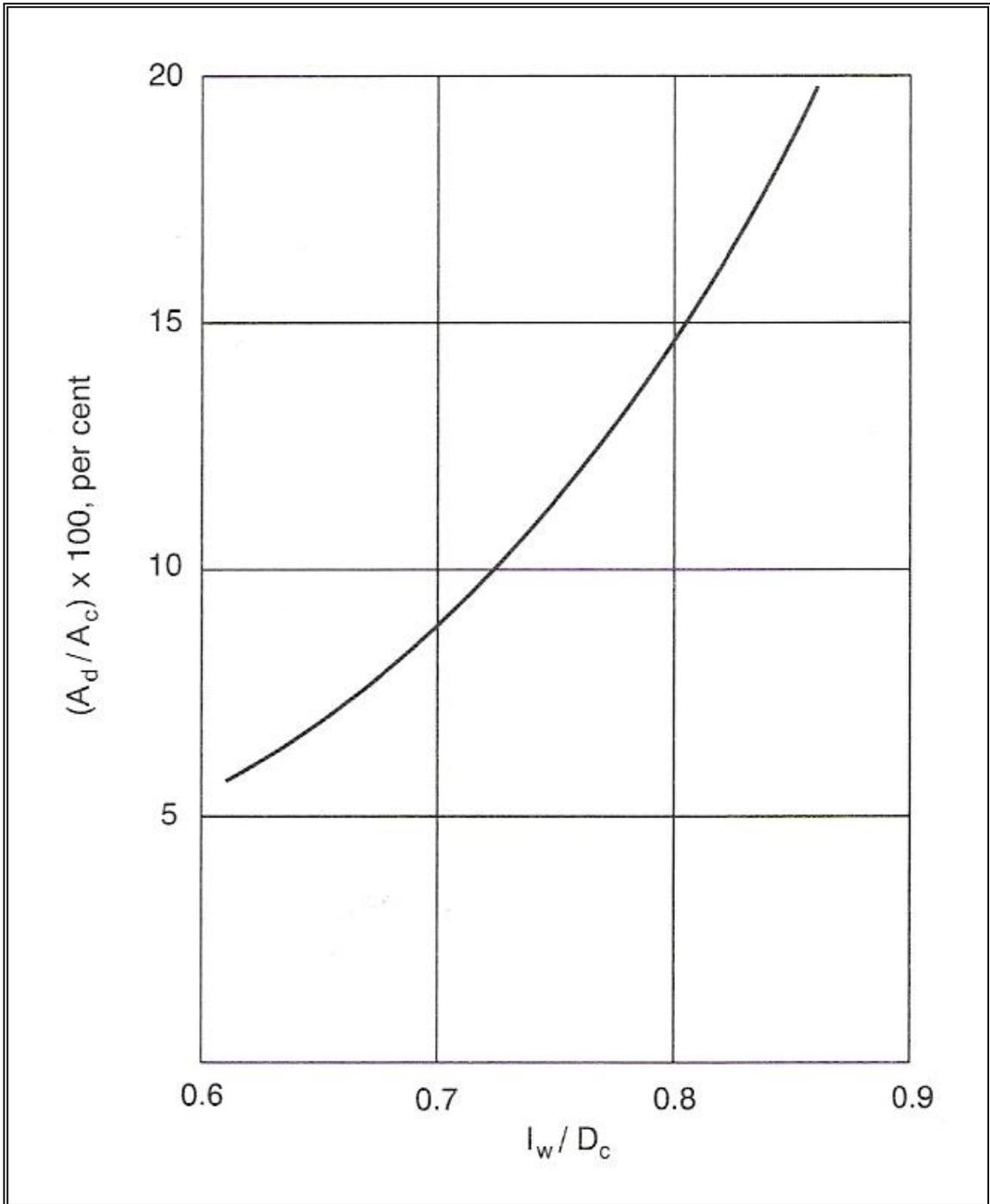
Figura 11.- Relación entre el Area de Caída del Líquido y la Longitud de la Cuerda.

Figura 12.- Correlación al Punto de Goteo.

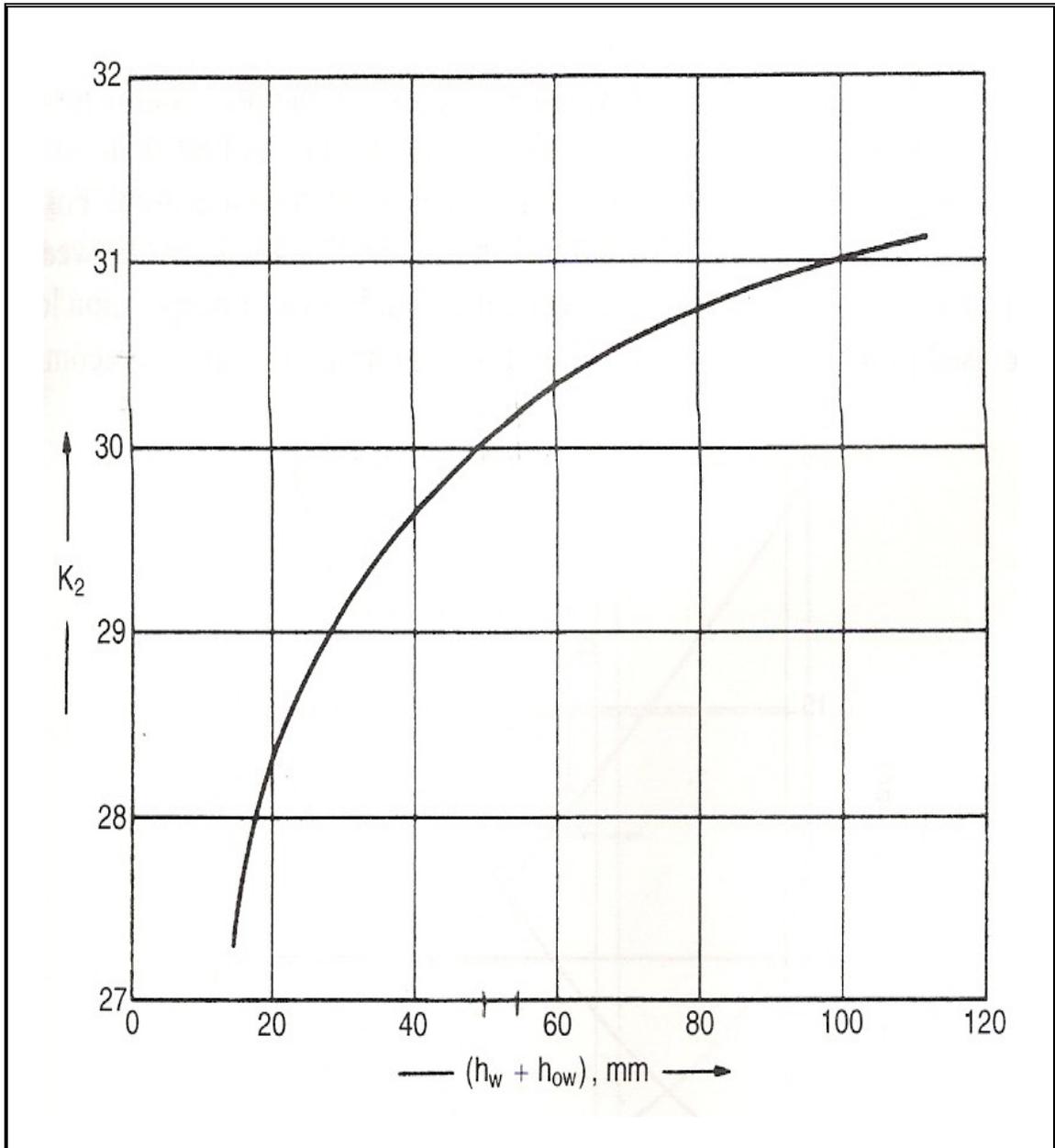
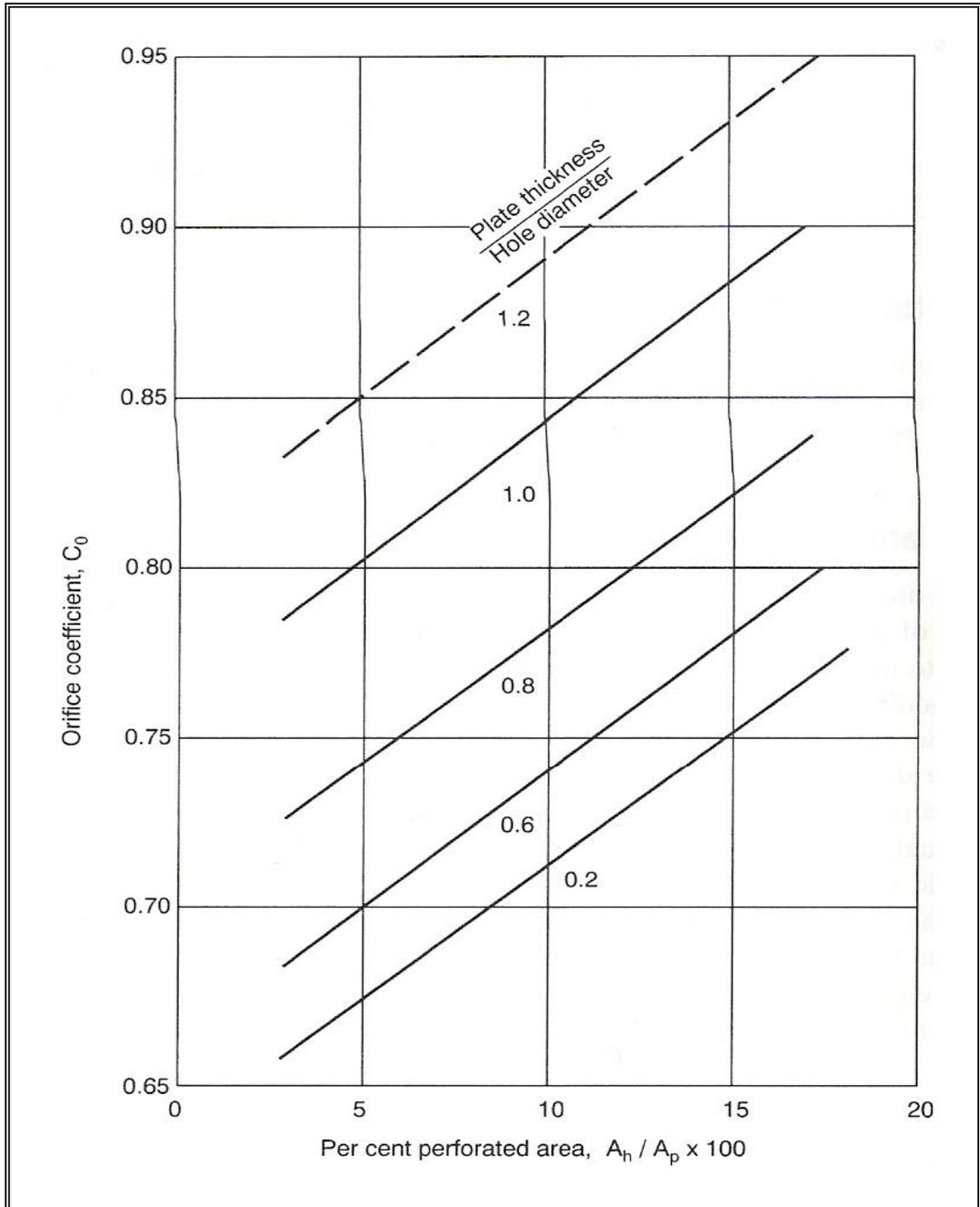
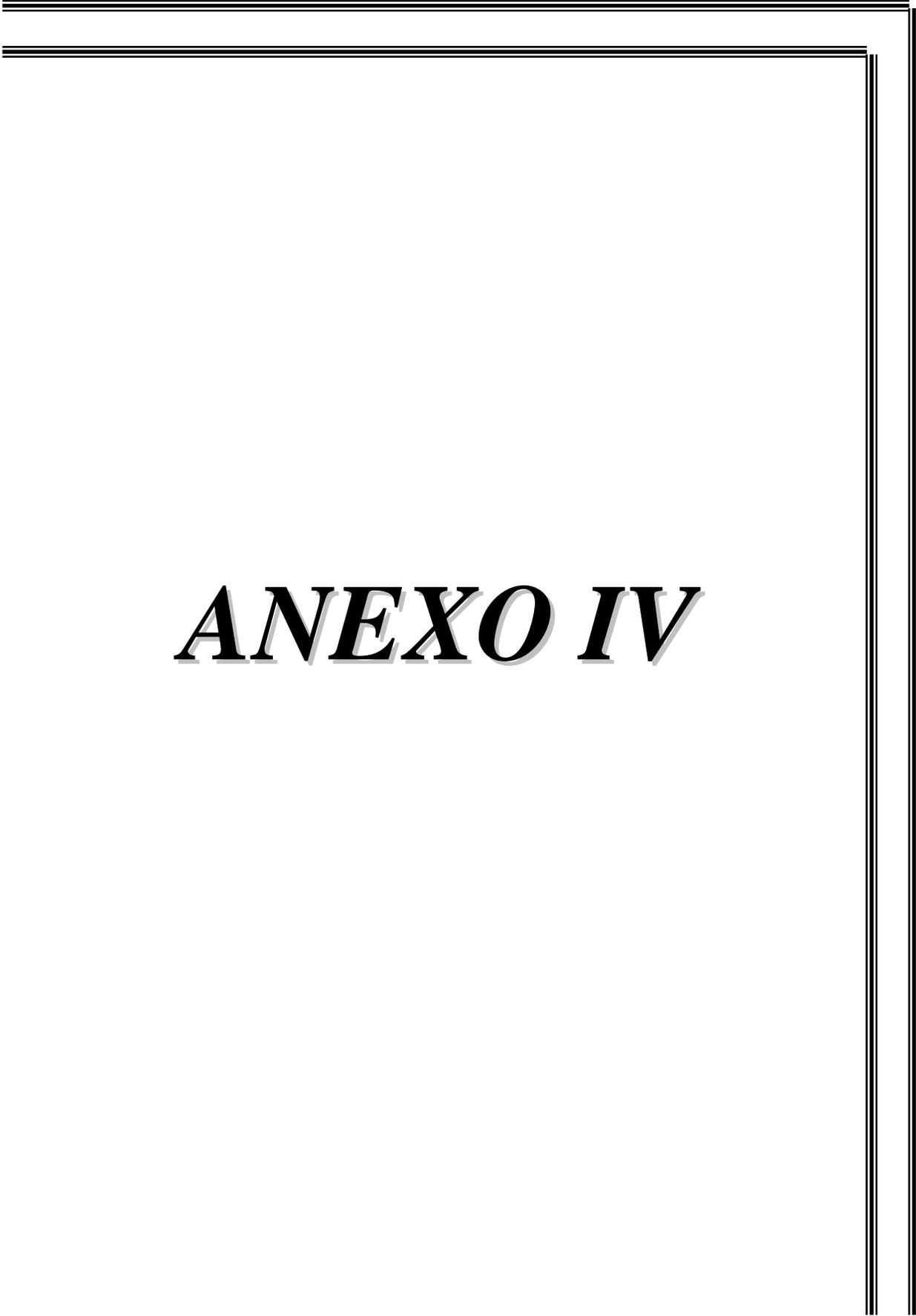


Figura 13.- Coeficiente de Descarga de Platos Perforados.





ANEXO IV

Tabla 1.- Factores de Obstrucción.

Temperatura del medio calefactor.....	Hasta 240°F		240 – 400°F	
Temperatura del agua.....	125°F o menos		Más de 125°F	
Agua	Velocidad del agua, pps		Velocidad del agua, pps	
	3 pies o menos	Más de 3 pies	3 pies o menos	Más de 3 pies
Agua de Mar.....	0,0005	0,0005	0,001	0,001
Salmuera Natural.....	0,002	0,001	0,003	0,002
Torre de Enfriamiento y Tanque con Rocío Artificial:				
Agua de Compensación Tratada.....	0,001	0,001	0,002	0,002
Sin Tratar.....	0,003	0,003	0,005	0,004
Agua de la ciudad o de Pozo (como grandes lagos).....	0,001	0,001	0,002	0,002
Grandes Lagos.....	0,001	0,001	0,002	0,002
Agua de Río:				
Mínimo.....	0,002	0,001	0,003	0,022
Mississipi.....	0,003	0,002	0,004	0,003
Delaware,Schylkill.....	0,003	0,002	0,004	0,003
East River y New Cork Bay.....	0,003	0,002	0,004	0,003
Canal Sanitario de Chicago.....	0,008	0,006	0,010	0,008
Lodosa o Turbia.....	0,003	0,002	0,004	0,003
Dura (más de 15 gramos/gal).....	0,003	0,003	0,005	0,005
Enfriamiento de Máquinas.....	0,001	0,001	0,001	0,001
Destilada.....	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005
Alimentación tratada para Calderas.....	0,001	0,0005	0,001	0,001
Purga de Calderas.....	0,002	0,002	0,002	0,002

Tabla 2- Valores aproximados de los Coeficientes de Obstrucción Totales para Diseño. Los valores incluyen un Factor de Obstrucción Total de 0,003.

ENFRIADORES		
Fluido Caliente	Fluido Frío	U_D [BTU/h·pie²·°F]
Agua	Agua	250 – 500
Metanol	Agua	250 – 500
Amoniaco	Agua	250 – 500
Soluciones Acuosas	Agua	250 – 500
Sustancias Orgánicas Ligeras ¹	Agua	75 – 150
Sustancias Orgánicas Medias ²	Agua	50 – 125
Sustancias Orgánicas Pesadas ³	Agua	5 – 75
Gases	Agua	2 – 75
Agua	Salmuera	100 – 200
Sustancias Orgánicas Ligeras	Salmuera	40 – 100

CALENTADORES		
Fluido Caliente	Fluido Frío	U_D [BTU/h·pie²·°F]
Vapor de Agua	Agua	200 – 700
Vapor de Agua	Metanol	200 – 700
Vapor de Agua	Amoniaco	200 – 700
Vapor de Agua	Soluciones Acuosas:	
Vapor de Agua	Menos de 2.0 [cp]	200 – 700
Vapor de Agua	Más de 2.0 [cp]	100 – 500
Vapor de Agua	Sustancias Orgánicas Ligeras	50 – 100
Vapor de Agua	Sustancias Orgánicas Medias	100 – 200
Vapor de Agua	Sustancias Orgánicas Pesadas	6 – 60
Vapor de Agua	Gases	5 – 50

Tabla 2- Valores aproximados de los Coeficientes de Obstrucción Totales para Diseño. Los valores incluyen un Factor de Obstrucción Total de 0,003.

INTERCAMBIADORES		
Fluido Caliente	Fluido Frío	U_D [BTU/h·pie²·°F]
Agua	Agua	250 – 500
Soluciones Acuosas	Soluciones Acuosas	250 – 500
Sustancias Orgánicas Ligeras	Sustancias Orgánicas Ligeras	40 – 75
Sustancias Orgánicas Medias	Sustancias Orgánicas Medias	20 – 60
Sustancias Orgánicas Pesadas	Sustancias Orgánicas Pesadas	10 – 40
Sustancias Orgánicas Pesadas	Sustancias Orgánicas Ligeras	30 – 60
Sustancias Orgánicas Ligeras	Sustancias Orgánicas Pesadas	10 – 40

¹ Las Sustancias Orgánicas Ligeras son fluidos con viscosidades menores de 0,5 [cp].

² Las Sustancias Orgánicas Medias son fluidos con viscosidades de 0,5 a 1,0 [cp].

³ Las Sustancias Orgánicas Pesadas son fluidos con viscosidades mayores de 1,0 [cp].

Tabla 3.- Tolerancias de Entrada en la Numeración de Tubos.

Coraza, DI [pulg]	Boquilla [pulg]
Menos de 12	2
12 - 17 ¼	3
19 ¼ - 21 ¼	4
23 ¼ - 29	6
31 - 37	8
Más de 39	10

Tabla 4.- Datos de Tubos para Condensadores e Intercambiadores de Calor.

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1¼	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Tabla 5.- Disposición de los Espejos de Tubos. Arreglo en Cuadro.

Tubos de $\frac{3}{4}$ " DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de $1\frac{1}{4}$ plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	16	14		
10	52	52	40	36		10	32	32	26	24	
12	81	76	68	68	60	12	48	45	40	38	36
$13\frac{1}{4}$	97	90	82	76	70	$13\frac{1}{4}$	61	56	52	48	44
$15\frac{1}{4}$	137	124	116	108	108	$15\frac{1}{4}$	81	76	68	68	64
$17\frac{1}{4}$	177	166	158	150	142	$17\frac{1}{4}$	112	112	96	90	82
$19\frac{1}{4}$	224	220	204	192	188	$19\frac{1}{4}$	138	132	128	122	116
$21\frac{1}{4}$	277	270	246	240	234	$21\frac{1}{4}$	177	166	158	152	148
$23\frac{1}{4}$	341	324	308	302	292	$23\frac{1}{4}$	213	208	192	184	184
25	413	394	370	356	346	25	260	252	238	226	222
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	553	526	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	657	640	600	580	560	31	406	398	380	368	358
33	749	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	886	866	838	37	596	574	562	544	532
39	1049	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

Tubos de $1\frac{1}{4}$ " DE, arreglo en cuadro de $1\frac{9}{16}$ plg						Tubos de $1\frac{1}{2}$ " DE, arreglo en cuadro de $1\frac{7}{8}$ plg					
10	16	12	10			12	16	16	12	12	
12	30	24	22	16	16	12	16	16	12	12	
$13\frac{1}{4}$	32	30	30	22	22	$13\frac{1}{4}$	22	22	16	16	
$15\frac{1}{4}$	44	40	37	35	31	$15\frac{1}{4}$	29	29	25	24	22
$17\frac{1}{4}$	56	53	51	48	44	$17\frac{1}{4}$	39	39	34	32	29
$19\frac{1}{4}$	78	73	71	64	56	$19\frac{1}{4}$	50	48	45	43	39
$21\frac{1}{4}$	96	90	86	82	78	$21\frac{1}{4}$	62	60	57	54	50
$23\frac{1}{4}$	127	112	106	102	96	$23\frac{1}{4}$	78	74	70	66	62
25	140	135	127	123	115	25	94	90	86	84	78
27	166	160	151	146	140	27	112	108	102	98	94
29	193	188	178	174	166	29	131	127	120	116	112
31	226	220	209	202	193	31	151	146	141	138	131
33	258	252	244	238	226	33	176	170	164	160	151
35	293	287	275	268	258	35	202	196	188	182	176
37	334	322	311	304	293	37	224	220	217	210	202
39	370	362	348	342	336	39	252	246	237	230	224

Tabla 5.- Disposición de los Espejos de Tubos. Arreglo Triangular.

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 15/16 plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/4	127	114	96	90	86	13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	239	224	194	188	178	17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	301	282	252	244	234	19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	361	342	314	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	442	420	386	378	364	23 1/4	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078
Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1 1/4 plg						Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1 9/16" plg					
8	21	16	16	14		10	20	18	14		
10	32	32	26	24		12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13 1/4	38	36	32	28	26
13 1/4	68	66	58	54	50	15 1/4	54	51	45	42	38
15 1/4	91	86	80	74	72	17 1/4	69	66	62	58	54
17 1/4	131	118	106	104	94	19 1/4	95	91	86	78	69
19 1/4	163	152	140	136	128	21 1/4	117	112	105	101	95
21 1/4	199	188	170	164	160	23 1/4	140	136	130	123	117
23 1/4	241	232	212	212	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	349	334	302	296	286	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	316	31	275	270	255	245	235
31	472	454	430	424	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	348	335	327	315
35	608	592	562	546	532	37	407	390	380	374	357
37	674	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	766	736	700	688	672						
Tubos de 1 1/2" DE, arreglo triangular de 1 7/8 plg											
12	18	14	14	12	12						
13 1/4	27	22	18	16	14						
15 1/4	36	34	32	30	27						
17 1/4	48	44	42	38	36						
19 1/4	61	58	55	51	48						
21 1/4	76	72	70	66	61						
23 1/4	95	91	86	80	76						
25	115	110	105	98	95						
27	136	131	125	118	115						
29	160	154	147	141	136						
31	184	177	172	165	160						
33	215	206	200	190	184						
35	246	238	230	220	215						
37	275	268	260	252	246						
39	307	299	290	284	275						

Tabla 6.- Velocidad Recomendable y Caída de Presión Máxima para Acero al Carbón con Líquidos de Procesos y Servicios.

Tipo de Servicio	Velocidad [pie/s]	Máxima Caída de Presión Psi/100 pies de cañería
1.- Recomendación General	5 – 15	4
2.- Flujo Laminar	4 – 5	4
3.- Flujo Turbulento (densidad lb/pie³)		
100	5 – 8	4
50	6 – 10	4
20	10 – 15	4
4.- Succión de Bomba		
Ebullendo	2 – 6	0,5
No Ebullendo	4 – 8	1,0
5.- Descarga Bomba		
0 – 250 GPM	6 – 8	6
250 – 700 GPM	8 – 10	4
> 700 GPM	10 – 15	2
6.- Salida por Fondo	4 – 6	0,6
7.- Purga Rehervidor	1 – 4	0,15
8.- Líquido desde Condensador	3 – 6	0,5
9.- Líquido a Enfriador	4 – 6	—
10.- Líneas Refrigerantes	2 – 4	0,4
11.- Líneas por Gravedad	3 – 8	0,4
12.- Alimentación a Torres	4 – 6	—
Líneas de Agua		
1.- Servicio General	2 – 16	2
 Diámetro en Pulgadas		
1	2 – 3	2
2	3 – 4,5	2
4	5 – 7	2
6	7 – 9	2
8	8 – 10	2
10	10 – 12	2
12	10 – 14	2
16	10 – 15	2
20 y mayor	10 – 16	2
2.- Succión Bombas y Drenaje	4 – 7	2
3.- Descarga Bomba	8 – 15	2
4.- Agua de Enfriamiento	12 – 16	2

Tabla 7.- Propiedades de Cañerías de Acero.

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross sectional area		Circumference, ft. or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plate end pipe, lb/ft
					Metal, in ²	Flow, ft ²	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
1/8	0.405	10S	0.040	0.307	0.055	0.00051	0.106	0.0804	0.231	115.5	0.10
		40ST, 40S	.068	.269	.072	.00040	.106	.0705	.179	89.5	.24
		80XS, 80S	.095	.245	.093	.00025	.106	.0563	.143	56.5	.31
1/4	0.540	10S	.065	.410	.097	.00092	.141	.107	.412	206.5	.33
		40ST, 40S	.088	.364	.125	.00072	.141	.085	.323	161.5	.42
		80XS, 80S	.149	.302	.157	.00050	.141	.079	.224	112.0	.54
3/8	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
1/2	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
5/8	1.050	80XS, 80S	.147	.546	.320	.00163	.220	.143	0.730	365.0	1.09
		160	.198	.464	.385	.00147	.220	.122	0.527	263.5	1.31
		XX	.294	.252	.501	.00035	.220	.066	0.155	77.5	1.71
3/4	1.315	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
1	1.660	80XS, 80S	.154	.742	.433	.00300	.275	.194	1.345	672.5	1.47
		160	.219	.612	.572	.00204	.275	.160	0.947	458.5	1.91
		XX	.308	.434	.718	.00103	.275	.114	0.461	230.5	2.44
1 1/4	1.915	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	1.69
1 1/2	2.375	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	2.61
		XX	.358	0.599	1.076	.00196	.344	.157	0.878	439.0	3.66
1 3/4	2.660	5S	.065	1.590	.326	.01277	.435	.401	5.73	2865	1.14
		10S	.109	1.442	.534	.01131	.435	.378	5.09	2545	1.81
		40ST, 40S	.140	1.380	.668	.01040	.435	.361	4.57	2285	2.27
2	3.000	80XS, 80S	.191	1.278	.881	.00891	.435	.345	3.99	1995	3.00
		160	.250	1.160	1.107	.00731	.435	.304	3.29	1645	3.76
		XX	.382	0.896	1.534	.00498	.435	.235	1.97	985	5.21
2 1/4	3.500	5S	.065	2.770	.375	.01709	.497	.461	7.67	3835	1.28
		10S	.109	2.682	.614	.01543	.497	.440	6.91	3465	2.09
		40ST, 40S	.145	2.610	.800	.01414	.497	.421	6.34	3170	2.72
2 3/4	3.915	80XS, 80S	.200	1.500	1.060	.01225	.497	.393	5.49	2745	3.63
		160	.281	1.348	1.429	.00976	.497	.350	4.38	2190	4.86
		XX	.400	1.100	1.885	.00660	.497	.288	2.96	1480	6.41
3	4.500	5S	.065	2.245	0.472	.02740	.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
3 1/2	4.915	80XS, 80S	.218	1.939	1.477	.02050	.622	.508	9.20	4600	5.02
		160	.314	1.687	2.195	.01552	.622	.446	6.97	3485	7.46
		XX	.436	1.503	2.656	.01232	.622	.393	5.53	2765	9.03
4	5.400	5S	.083	2.709	0.728	.041003	.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
4 1/2	6.315	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	3940	13.69
5	7.315	5S	.083	3.334	0.891	.06063	.916	.873	27.21	13,605	3.03
		10S	.120	3.260	1.274	.05706	.916	.853	26.02	13,040	4.33
		40ST, 40S	.216	3.068	2.228	.05130	.916	.803	23.00	11,500	7.58
5 1/2	8.315	80XS, 80S	.300	2.900	3.016	.04587	.916	.759	20.55	10,275	10.25
		160	.438	2.624	4.243	.03755	.916	.687	16.86	8430	14.32
		XX	.600	2.300	5.406	.02885	.916	.602	12.95	6475	18.58
6	9.315	5S	.083	3.834	1.021	.08017	1.047	1.004	35.98	17,990	3.48
		10S	.120	3.760	1.463	.07714	1.047	0.984	34.61	17,305	4.97
		40ST, 40S	.226	3.548	2.680	.06970	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
6 1/2	10.315	80XS, 80S	.318	3.364	3.678	.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.50
		160	.438	3.064	4.901	.04926	1.047	.800	23.00	11,500	17.58
		XX	.600	2.764	6.124	.03682	1.047	.719	18.30	9,150	22.66
7	12.315	5S	.083	4.334	1.152	.10245	1.178	1.135	46.0	23,000	3.92
		10S	.120	4.260	1.651	.09898	1.178	1.115	44.4	22,200	5.61
		40ST, 40S	.237	4.026	3.17	.08940	1.178	1.054	39.6	19,800	10.70
7 1/2	13.315	80XS, 80S	.347	3.826	4.41	.07986	1.178	1.002	35.8	17,000	14.98

Tabla 7.- Propiedades de Cañerías de Acero.

Nominal pipe size, in.	Outside diameter, in.	Schedule no.	Wall thickness, in.	Inside diameter, in.	Cross sectional area		Circumference, ft. on surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain end pipe, lb/ft
					Metal, in ²	Flow, ft ²	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
5	5.563	120	.438	5.125	5.58	.07170	1.178	0.019	32.2	16,100	10.00
		160	.531	5.034	6.02	0.0647	1.178	0.000	28.0	14,150	22.51
		XX	.674	4.891	6.10	0.5119	1.178	0.025	24.3	12,150	27.54
		5S	.109	5.315	1.87	.1558	1.456	1.399	60.0	31,950	6.36
		10S	.134	5.295	2.20	.1529	1.456	1.396	68.6	34,500	7.77
		40ST, 40S	.258	5.017	4.30	.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.02
		80XS, 80S	.375	4.813	6.14	.1261	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
		120	.500	4.563	7.95	.1136	1.456	1.195	51.0	25,500	27.01
		160	.625	4.313	9.70	1.015	1.456	1.129	45.5	22,750	32.06
		XX	.750	4.063	11.34	0.900	1.456	1.064	40.4	20,200	38.55
6	6.625	5S	0.109	6.407	2.21	0.2239	1.731	1.677	100.5	50,250	7.60
		10S	.134	6.357	2.73	.2201	1.731	1.664	98.0	49,450	9.29
		40ST, 40S	.280	6.065	5.59	.2006	1.731	1.588	90.0	45,000	18.97
		80XS, 80S	.432	5.761	8.40	.1810	1.731	1.508	81.1	40,550	28.57
		120	.562	5.501	10.70	.1650	1.731	1.440	73.9	36,950	36.39
		160	.719	5.107	13.31	.1467	1.731	1.358	65.0	32,950	45.34
		XX	.864	4.897	15.64	.1308	1.731	1.282	58.7	29,350	53.16
		8	8.625	5S	.109	8.407	2.915	.3855	2.258	2.201	173.0
10S	.148	8.329		3.911	.3781	2.258	2.180	160.0	84,900	13.40	
20	.250	8.125		6.578	.3601	2.258	2.127	161.5	80,750	22.36	
30	.277	8.071		7.265	.3553	2.258	2.113	159.4	79,700	24.70	
40ST, 40S	.322	7.981		8.399	.3471	2.258	2.089	155.7	77,850	28.55	
60	.406	7.813		10.48	.3329	2.258	2.045	149.4	74,700	35.64	
80XS, 80S	.500	7.625		12.76	.3171	2.258	1.996	142.3	71,150	43.39	
100	.594	7.437		14.99	.3017	2.258	1.947	135.1	67,700	50.05	
120	.719	7.187		17.86	.2847	2.258	1.882	126.4	63,200	60.71	
140	.812	7.001		19.93	.2673	2.258	1.833	120.0	60,000	67.76	
10	10.75	XX	.975	6.975	21.30	.2578	2.258	1.800	115.7	57,850	72.42
		160	.906	6.813	21.97	.2532	2.258	1.781	113.5	56,750	74.69
		5S	.134	10.492	4.47	.5993	2.814	2.744	269.0	131,500	15.10
		10S	.165	10.420	5.49	.5922	2.814	2.728	265.8	132,900	19.65
		20	.250	10.250	8.25	.5731	2.814	2.685	257.0	128,500	29.04
		30	.307	10.136	10.07	.5603	2.814	2.655	252.0	126,000	34.24
		40ST, 40S	.365	10.020	11.91	.5475	2.814	2.620	246.0	123,000	40.48
		80XS, 60XS	.500	9.750	16.10	.5185	2.814	2.550	233.0	116,500	54.74
		80	.594	9.562	18.95	.4987	2.814	2.503	223.4	111,700	64.43
		100	.719	9.312	22.66	.4729	2.814	2.438	212.3	106,150	77.03
12	12.75	120	.811	9.062	26.27	.4479	2.814	2.372	201.0	100,500	89.29
		140, XX	1.000	8.750	30.63	.4176	2.814	2.291	188.0	94,000	104.13
		160	1.125	8.500	34.02	.3911	2.814	2.225	177.0	88,500	115.64
		5S	0.156	12.438	6.17	.8138	3.338	3.26	378.7	189,350	20.98
		10S	0.180	12.390	7.11	.8073	3.338	3.24	375.8	187,900	24.17
		20	0.250	12.250	0.62	.8085	3.338	3.21	367.0	183,500	33.38
		30	0.330	12.090	12.88	.7972	3.338	3.17	358.0	179,000	43.77
		40ST, 40S	0.375	12.000	14.58	.7851	3.338	3.14	352.5	176,250	49.56
		60	0.406	11.938	15.74	.7723	3.338	3.13	349.0	174,500	53.52
		80XS, 80S	0.500	11.750	19.21	.7530	3.338	3.08	339.0	169,000	65.42
14	14	60	0.562	11.626	21.52	.7372	3.338	3.04	331.0	165,500	73.15
		80	0.689	11.374	26.07	.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.63
		100	0.811	11.062	31.57	.6674	3.338	2.90	299.6	149,800	107.32
		120, XX	1.000	10.750	36.91	.6303	3.338	2.81	283.0	141,500	125.49
		140	1.125	10.500	41.09	.6013	3.338	2.75	270.0	135,000	139.67
		160	1.312	10.126	47.14	.5592	3.338	2.65	251.0	125,500	160.27
		5S	0.156	13.688	6.78	1.0219	3.665	3.58	459	229,500	23.07
		10S	0.183	13.624	8.16	1.0125	3.665	3.57	451	227,000	27.73
		20	0.250	13.500	10.80	0.9940	3.665	3.53	446	223,000	36.71
		30	0.312	13.376	13.42	0.9750	3.665	3.50	438	219,000	45.61
40ST, 40S	0.375	13.250	16.05	0.9575	3.665	3.47	430	215,000	54.57		
16	16	60	0.439	13.124	18.66	0.9397	3.665	3.44	422	211,000	63.44
		80	0.591	12.812	25.02	0.8957	3.665	3.45	402	201,000	85.05
		100	0.750	12.500	31.22	0.8522	3.665	3.27	392	191,000	106.13
		120	0.938	12.124	38.49	0.8017	3.665	3.17	360	180,000	130.85
		140	1.094	11.812	44.36	0.7610	3.665	3.09	342	171,000	150.79
		160	1.250	11.500	50.07	0.7213	3.665	3.01	324	162,000	170.21
		XX	1.406	11.188	55.63	0.6827	3.665	2.93	306	153,000	189.11
		5S	0.165	15.670	8.21	1.3393	4.180	4.10	601	300,500	27.00
		10S	0.198	15.624	9.34	1.3311	4.180	4.09	598	299,000	31.75
		20	0.250	15.500	12.37	1.3104	4.180	4.06	587	293,500	42.05

Tabla 7.- Propiedades de Cañerías de Acero.

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft. on surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain end pipe, lb/ft		
					Metal, in ²	Flow, ft ²	Outside	Inside	U.S. gal/ min	lb/h water			
1 1/2	1 1/2	20	0.312	15.376	15.398	1.2985	4.199	4.061	578	289,000	52.27		
		30, ST	0.375	15.250	18.41	1.2680	4.189	3.999	568	284,000	62.58		
		40, XS	0.500	15.000	21.35	1.2272	4.189	3.991	550	275,000	82.77		
		60	0.656	14.688	31.62	1.1766	4.189	3.85	528	264,000	107.50		
		80	0.844	14.312	40.19	1.1171	4.189	3.75	501	250,500	136.61		
		100	1.031	13.938	48.48	1.0596	4.189	3.65	474	237,000	164.82		
		120	1.219	13.562	56.61	1.0032	4.189	3.55	450	225,000	192.43		
		140	1.438	13.124	65.79	0.9394	4.189	3.44	422	211,000	223.64		
		160	1.594	12.812	72.14	0.8953	4.189	3.35	402	201,000	245.25		
		1 1/2	1 1/2	5S	0.165	17.670	9.25	1.7029	4.712	4.63	764	382,000	31.43
				10S	0.188	17.624	10.52	1.6941	4.712	4.61	760	379,400	35.76
				10	0.250	17.500	13.91	1.6703	4.712	4.58	750	375,000	47.39
				20	0.312	17.376	17.34	1.6468	4.712	4.55	739	369,500	58.91
				ST	0.375	17.250	20.76	1.6230	4.712	4.52	728	364,000	70.59
				30	0.438	17.124	24.16	1.5993	4.712	4.48	718	359,000	82.15
				XS	0.500	17.000	27.49	1.5763	4.712	4.45	707	353,500	93.45
40	0.562			16.876	30.79	1.5533	4.712	4.42	697	348,500	104.67		
60	0.750			16.500	40.64	1.4849	4.712	4.32	666	333,000	139.17		
80	0.938			16.124	50.28	1.4180	4.712	4.22	636	318,000	179.92		
100	1.156			15.688	61.17	1.3423	4.712	4.11	602	301,000	207.96		
120	1.375			15.250	71.82	1.2684	4.712	3.99	569	284,500	244.14		
140	1.562			14.876	80.66	1.2070	4.712	3.89	540	270,000	274.22		
160	1.781			14.438	90.75	1.1370	4.712	3.78	510	255,000	308.50		
2 1/2	2 1/2			5S	0.188	19.624	11.70	2.1804	5.236	5.14	943	471,500	39.78
				10S	0.218	19.564	13.55	2.0878	5.236	5.12	937	467,500	46.06
		10	0.250	19.500	15.51	2.0740	5.236	5.11	930	465,000	52.73		
		20, ST	0.375	19.250	23.12	2.0211	5.236	5.04	902	451,000	78.60		
		30, XS	0.500	19.000	30.63	1.9689	5.236	4.97	883	441,500	104.13		
		40	0.591	18.812	36.21	1.9302	5.236	4.92	866	433,000	123.11		
		60	0.812	18.376	48.95	1.8417	5.236	4.81	826	413,000	166.40		
		80	1.031	17.938	61.41	1.7550	5.236	4.70	787	393,500	208.87		
		100	1.281	17.498	75.33	1.6585	5.236	4.57	744	372,000	256.10		
		120	1.500	17.060	87.18	1.5763	5.236	4.45	707	351,500	296.37		
		140	1.750	16.500	100.3	1.4940	5.236	4.32	665	332,500	341.09		
		160	1.969	16.062	111.5	1.4071	5.236	4.21	632	316,000	397.17		
		2 1/2	2 1/2	5S	0.218	23.564	16.29	3.0285	6.283	6.17	1359	679,500	55.97
				10, 10S	0.250	23.500	18.65	3.012	6.283	6.15	1350	675,000	63.41
				20, ST	0.375	23.250	27.83	2.948	6.283	6.09	1325	662,500	94.62
				XS	0.500	23.000	36.90	2.885	6.283	6.02	1295	642,500	125.49
30	0.562			22.876	41.39	2.854	6.283	5.99	1281	640,500	140.69		
40	0.688			22.624	50.39	2.792	6.283	5.92	1253	626,500	171.29		
60	0.969			22.062	70.11	2.655	6.283	5.78	1192	596,000	238.35		
80	1.219			21.562	87.24	2.536	6.283	5.64	1138	569,000	296.58		
100	1.531			20.938	108.1	2.391	6.283	5.48	1073	536,500	367.30		
120	1.812			20.376	126.3	2.264	6.283	5.33	1016	508,000	429.39		
140	2.062			19.876	142.1	2.155	6.283	5.20	965	482,500	483.12		
160	2.344			19.312	159.5	2.034	6.283	5.06	913	456,500	542.13		
3 1/2	3 1/2			5S	0.250	29.500	23.37	4.746	7.854	7.72	2130	1,065,000	79.43
				10, 10S	0.312	29.376	29.10	4.707	7.854	7.69	2110	1,055,000	98.93
				ST	0.375	29.259	34.90	4.666	7.854	7.66	2094	1,048,000	118.65
				20, XS	0.500	29.000	46.34	4.587	7.854	7.59	2055	1,027,500	157.53
		30	0.625	28.750	57.68	4.508	7.854	7.53	2020	1,010,000	196.68		

Tabla 8.- Selección de la Disposición de Flujo en Platos con Flujo Cruzado.

Diámetro estimado de la Columna, [pie]	Intervalo de Caudal Líquido, [gal/min]			
	Flujo Inverso	Flujo Cruzado	Doble Paso	Doble Paso En Cascada
3	0 - 30	30 - 200		
4	0 - 40	40 - 300		
6	0 - 50	50 - 400	400 - 700	
8	0 - 50	50 - 500	500 - 800	
10	0 - 50	50 - 500	500 - 900	900 - 1.400
12	0 - 50	50 - 500	500 - 1.000	1.000 - 1.600
15	0 - 50	50 - 500	500 - 1.100	1.100 - 1.800
20	0 - 50	50 - 500	500 - 1.100	1.100 - 2.000

Tabla 9.- Clasificación de Cabezales.

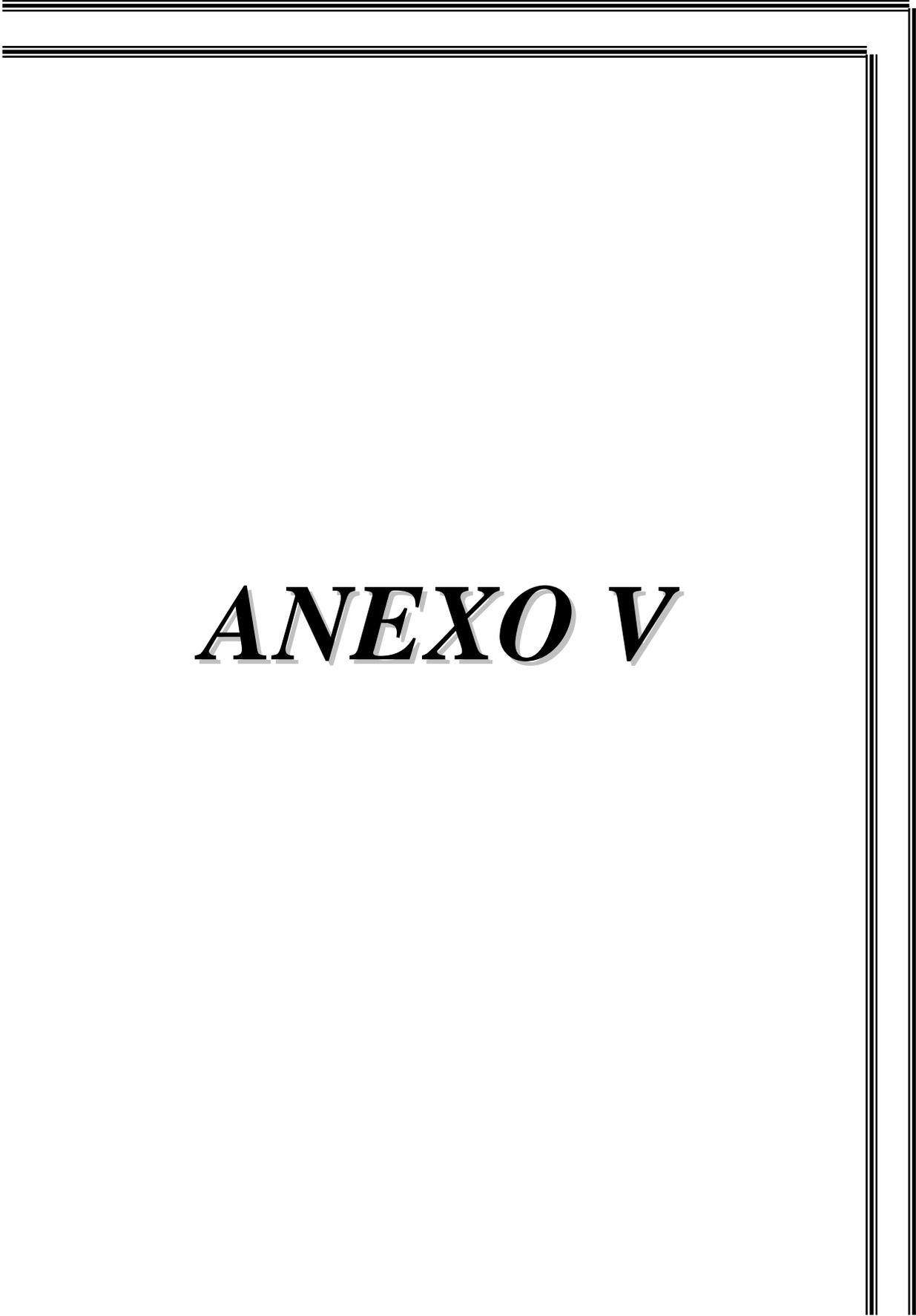
Tipo de Cabezal	Rango de Presión de Diseño [psi]
Cónico	$P_i < 50$
Toriesférico	$14,7 < P_i < 200$
Elíptico	$100 < P_i < 500$
Semiesférico	$P_i > 500$

Tabla 10.- Capacidades y Tamaños de Estanques más Usados.

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									11
		4 Number of Courses in Completed Tank									
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60	
10	14.0	170	250	335	420	505
15	31.5	380	565	755	945	1,130
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250	...
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550	...
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280	...
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430	...
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000	...
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980	...
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220	...
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130	...
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720	...
90	1,133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980	...
100	1,399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930	...
120	2,014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900	...
140	2,742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500	...
160	3,581	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900	...
180	4,532	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	274,300	...
200	5,595	167,900	201,400	235,000	268,600	281,500	304,400	...
220	6,770	203,100	243,700	284,400	322,300	362,300	402,300	...

D = 219

D = 194



ANEXO V

Figura 1.- Pantalla HYSIS del Diseño del Compresor (C2/C3) y Turbina de Expansión (D1/D2).

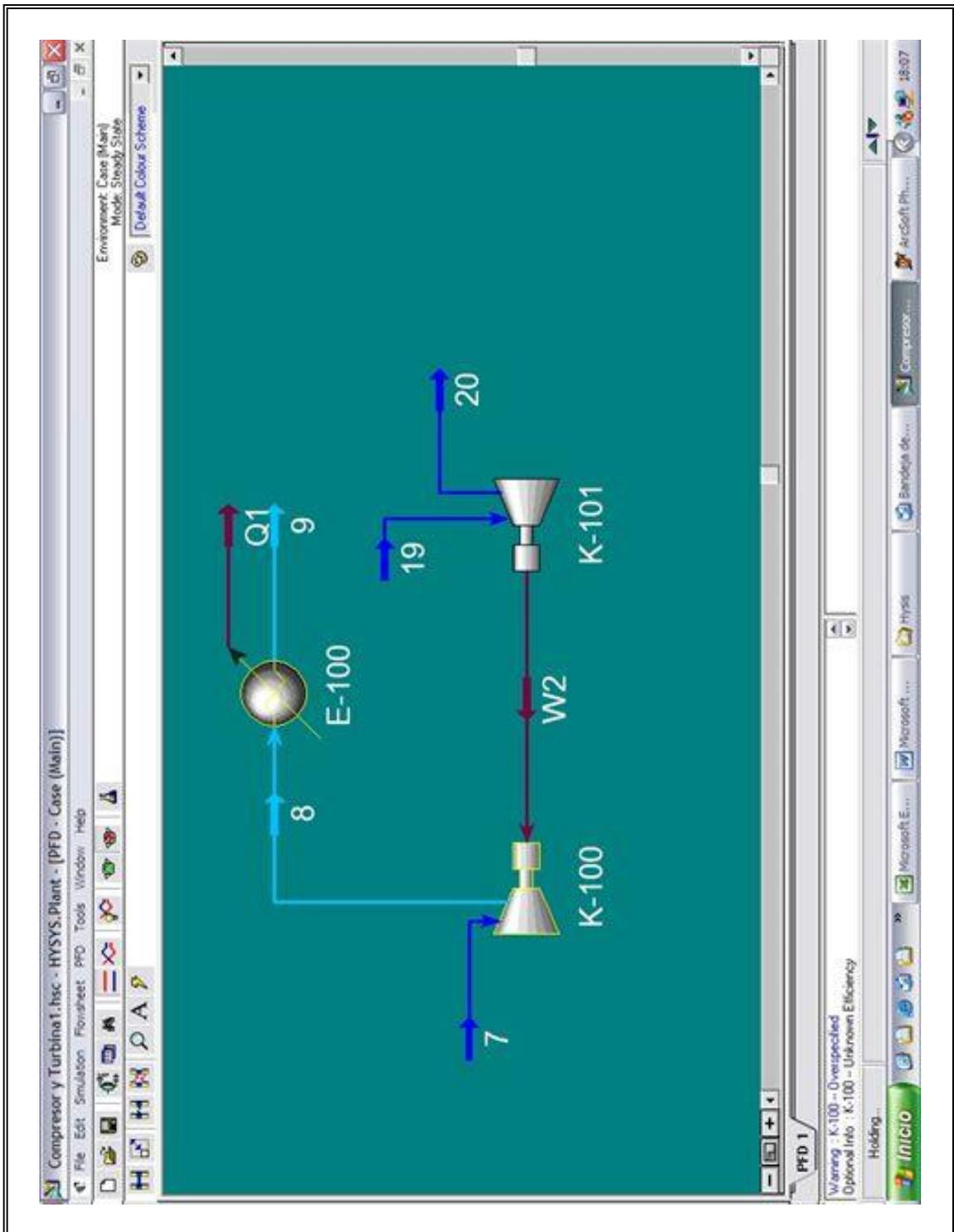


Figura 2.- Pantalla HYSIS del Diseño del Calefactor Eléctrico (E9).

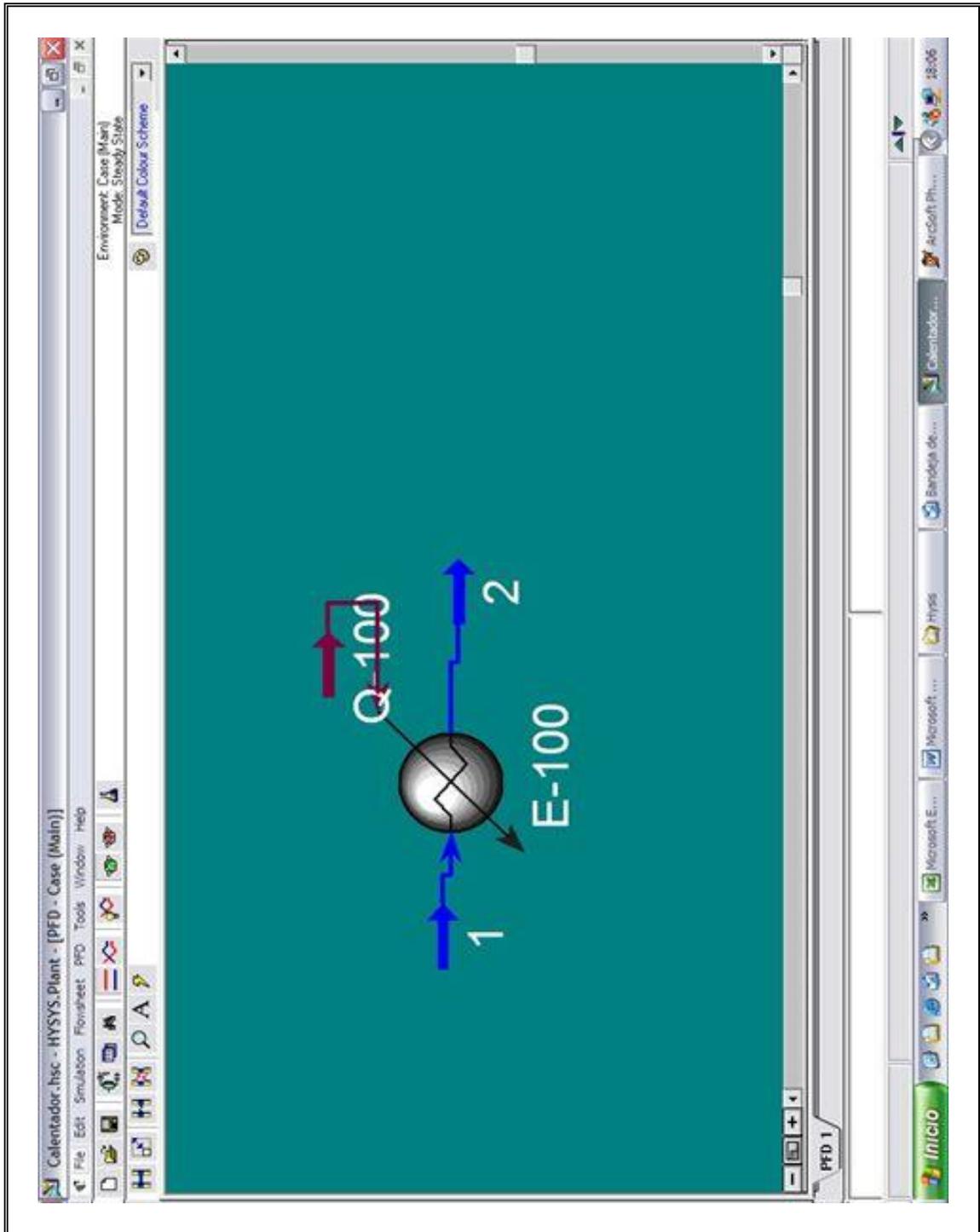
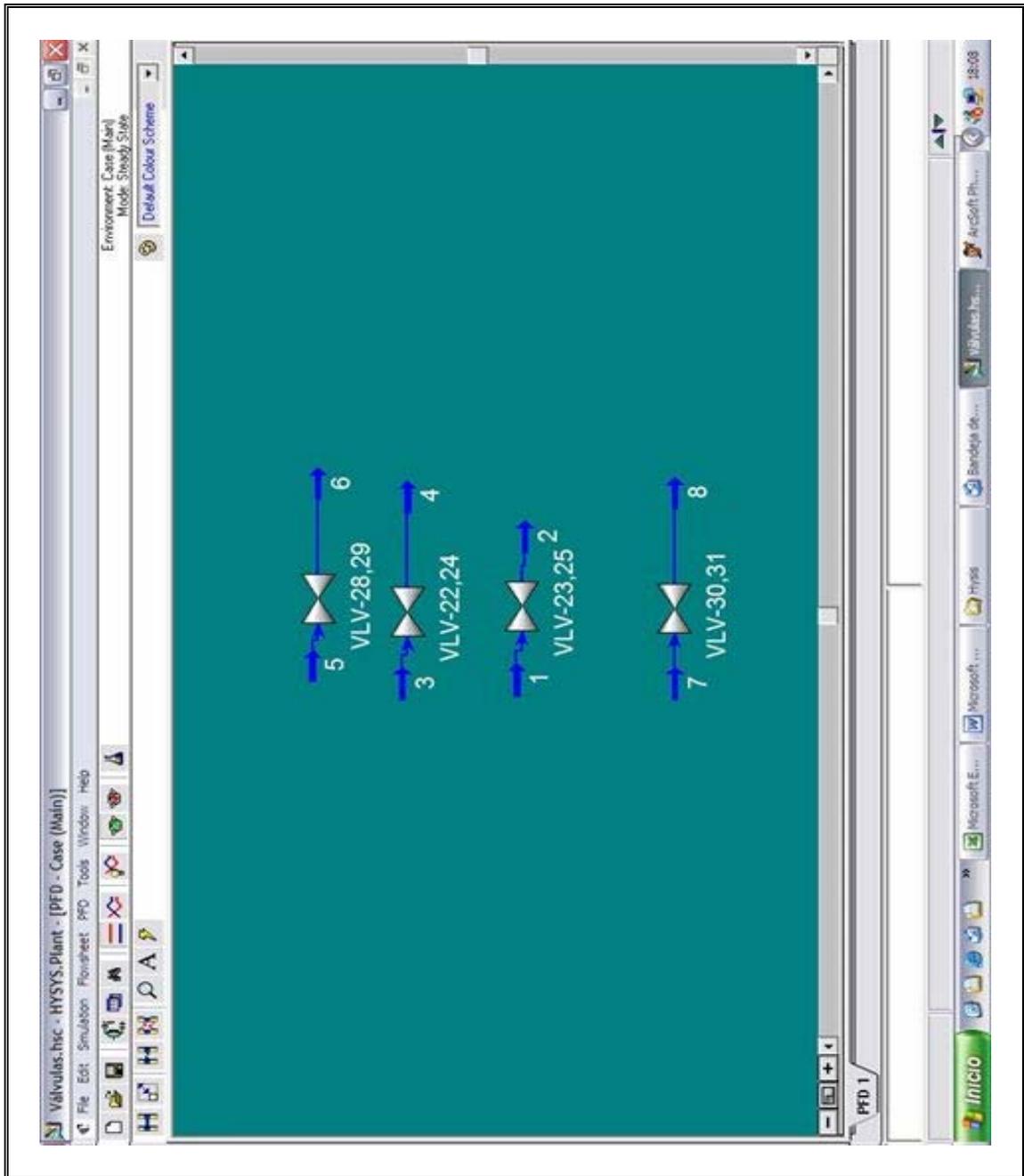
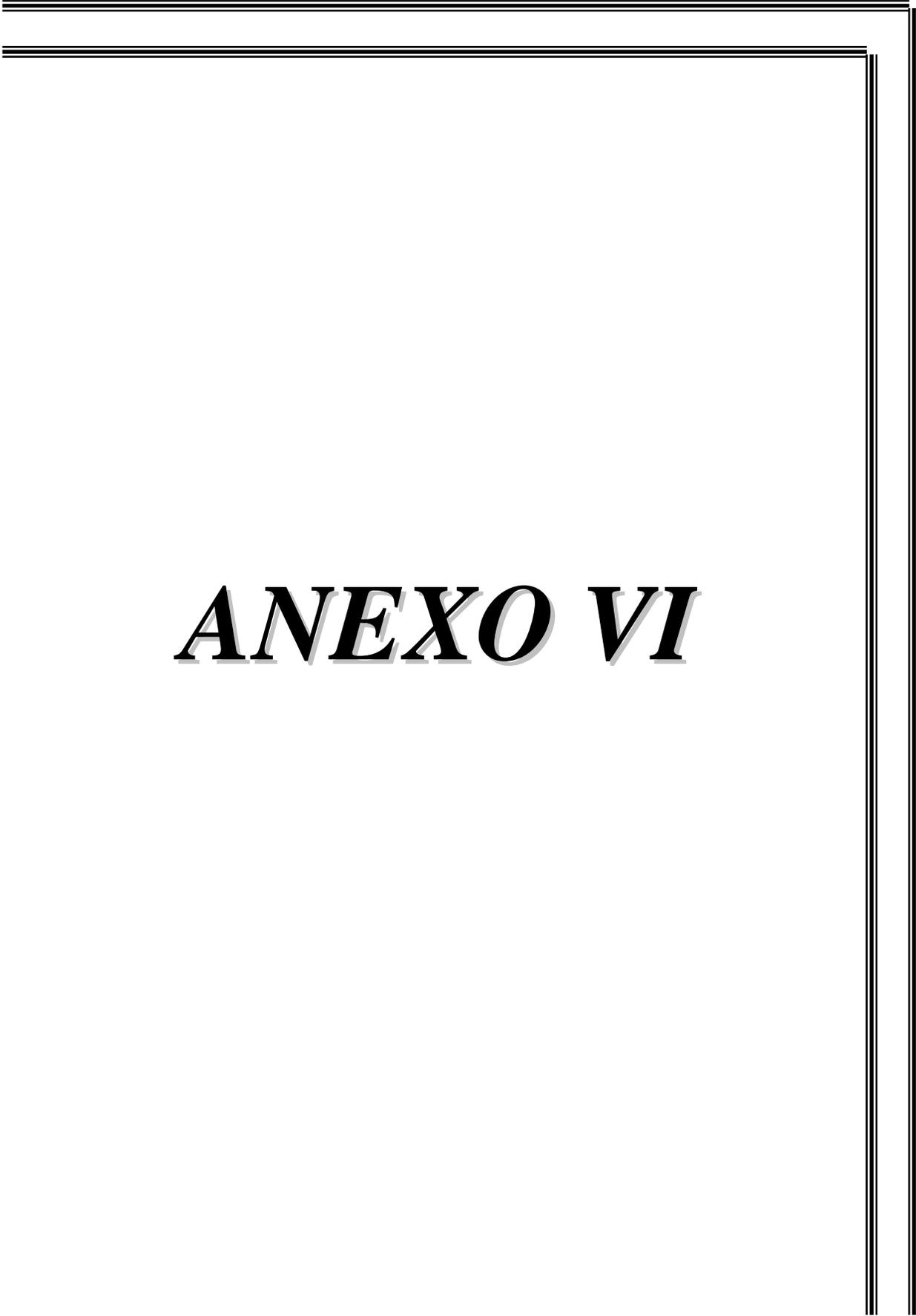


Figura 3.- Pantalla HYSIS del Diseño de las Válvulas de Expansión (V1, V2, V3 y V4).





ANEXO VI

Figura 1.- Costo Total de Equipos.

Cantidad	Equipo	Ítem	Capacidad	Unidad	Cp 2002	Material	ITEM Equipment	CE Nov-01	CE Feb-05	Costo Unitario US\$	Total US\$
1	F1a	Filtro de Entrada de Aire 1	22	[m ²]	\$50.000	CS	Process Machinery	437,2	516,7	\$59.092	\$59.092
1	F1b	Filtro de Entrada de Aire 2	22	[m ²]	\$50.000	CS	Process Machinery	437,2	516,7	\$59.092	\$59.092
1	C1	Compresor de Aire Entrada 1	7892	[KW]	\$800.000	CS	Pumps&Compressors	694,2	742,8	\$856.007	\$856.007
6		Bombas para enfriamiento de C1	7	[hp]		SS	Valor comercial				\$66.667
1	I1-I2	Torre de Lavado y Enfriamiento	20	[m ³ /s]	\$30.000	CS	Equipment	433,8	544,7	\$37.669	\$37.669
2	A1-A2	Botellas de Purificación	11/4	[m] ³	\$180.000	CS	Equipment	433,8	544,7	\$226.017	\$452.033
1	I9	Calefactor de Nitrógeno	2500	[KW]	\$150.000	CS	Heat Exchangers&Tanks	360,1	521	\$217.023	\$217.023
2	C2A-C2B	Compresores de Aire Alta Presión		[hp]	\$200.000	CS	Pumps&Compressors	694,2	742,8	\$214.002	\$428.003
2	E1-E2	Turbinae Booster		[hp]	\$110.000	SS	Pumps&Compressors	694,2	742,8	\$235.402	\$470.804
2	I3 A/B	Enfriadores de Aire Salida Compresor	5,35	[m ²]	\$3.000	CS	Heat Exchangers&Tanks	360,1	521	\$4.340	\$8.681
1	I4	Intercambiador de Calor Principal	1514000	[pie ²]	\$800.000	SS	Heat Exchangers&Tanks	360,1	521	\$1.157.456	\$1.157.456
1	I8	Condensador de Aire Alta Presión	470	[pie ²]	\$90.000	SS	Heat Exchangers&Tanks	360,1	521	\$130.214	\$130.214
1	B1	Separador Líquido-Vapor	2	[m ³]	\$15.000	SS	Equipment	433,8	544,7	\$18.835	\$18.835
1	T1	Columna de Destilación de Media Presión	28,4	[m ²]	\$280.000	SS	Equipment	433,8	544,7	\$351.581	\$351.581
1	T2	Columna de Destilación de Baja Presión	41,5	[m ²]	\$320.000	SS	Equipment	433,8	544,7	\$401.807	\$401.807
1	I7	Intercambiador Rehervidor-Condensador	103000	[pie ²]	\$225.000	SS	Heat Exchangers&Tanks	360,1	521	\$325.555	\$325.555
1	I5	Intercambiador Salida N2 desde K2	1068	[pie ²]	\$100.000	SS	Heat Exchangers&Tanks	360,1	521	\$144.682	\$144.682
1	I6	Intercambiador Salida N2 desde E5	1122	[pie ²]	\$120.000	SS	Heat Exchangers&Tanks	360,1	521	\$173.618	\$173.618
2	R2A-R2B	Bombas de Oxígeno Líquido		[hp]	\$180.000	SS	Pumps&Compressors	694,2	742,8	\$192.602	\$385.203
2		Filtros de Oxígeno Líquido			\$15.000	SS	Process Machinery	437,2	516,7	\$17.728	\$35.455
1	E2	Estanque de Oxígeno Líquido	417	[m ³]	\$250.000	CS	Heat Exchangers&Tanks	360,1	521	\$361.705	\$361.705
										Total =	\$6.141.163

Figura 2.- Costo Indexado para Equipos (Nov. 2001).

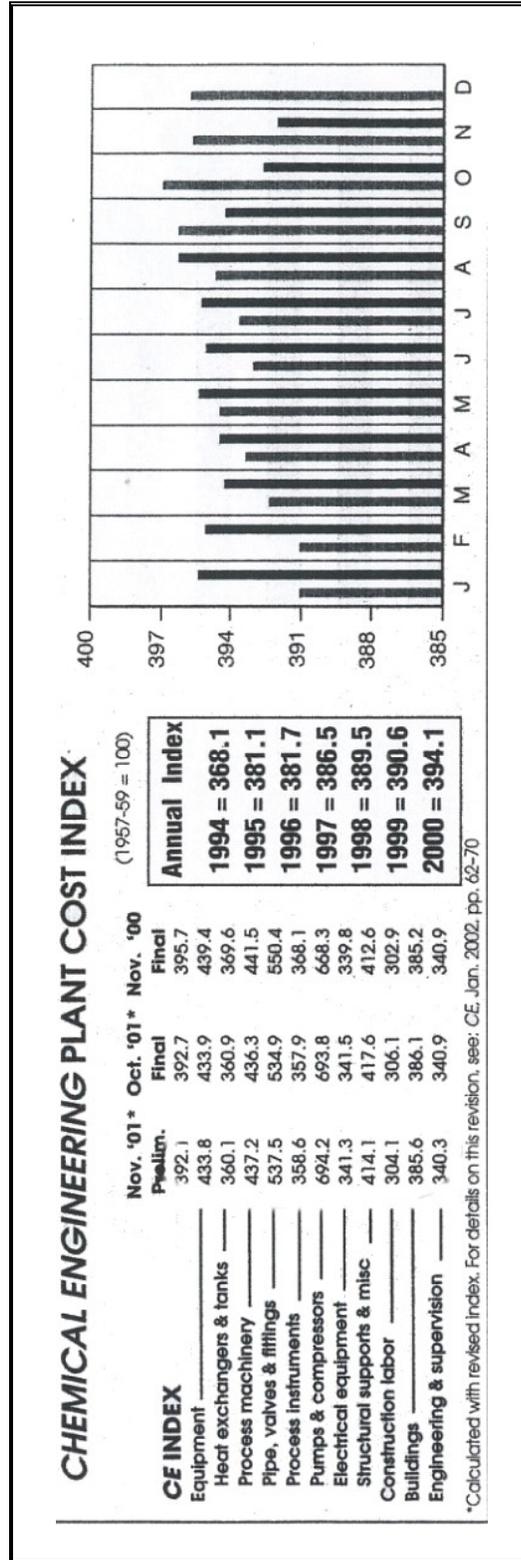
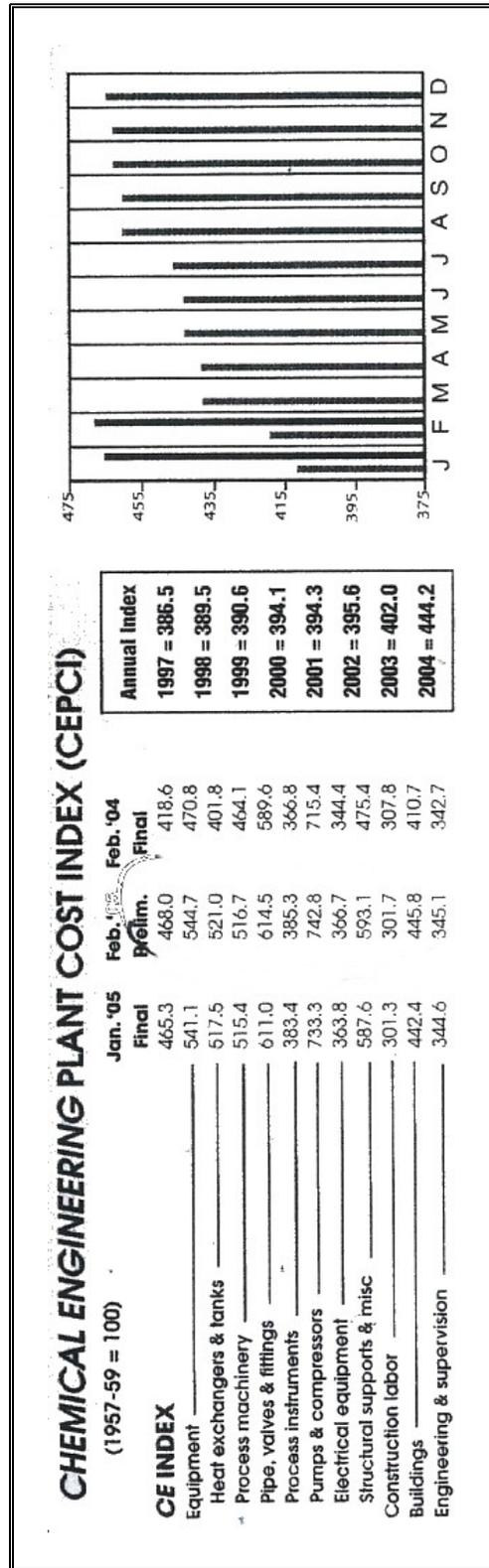
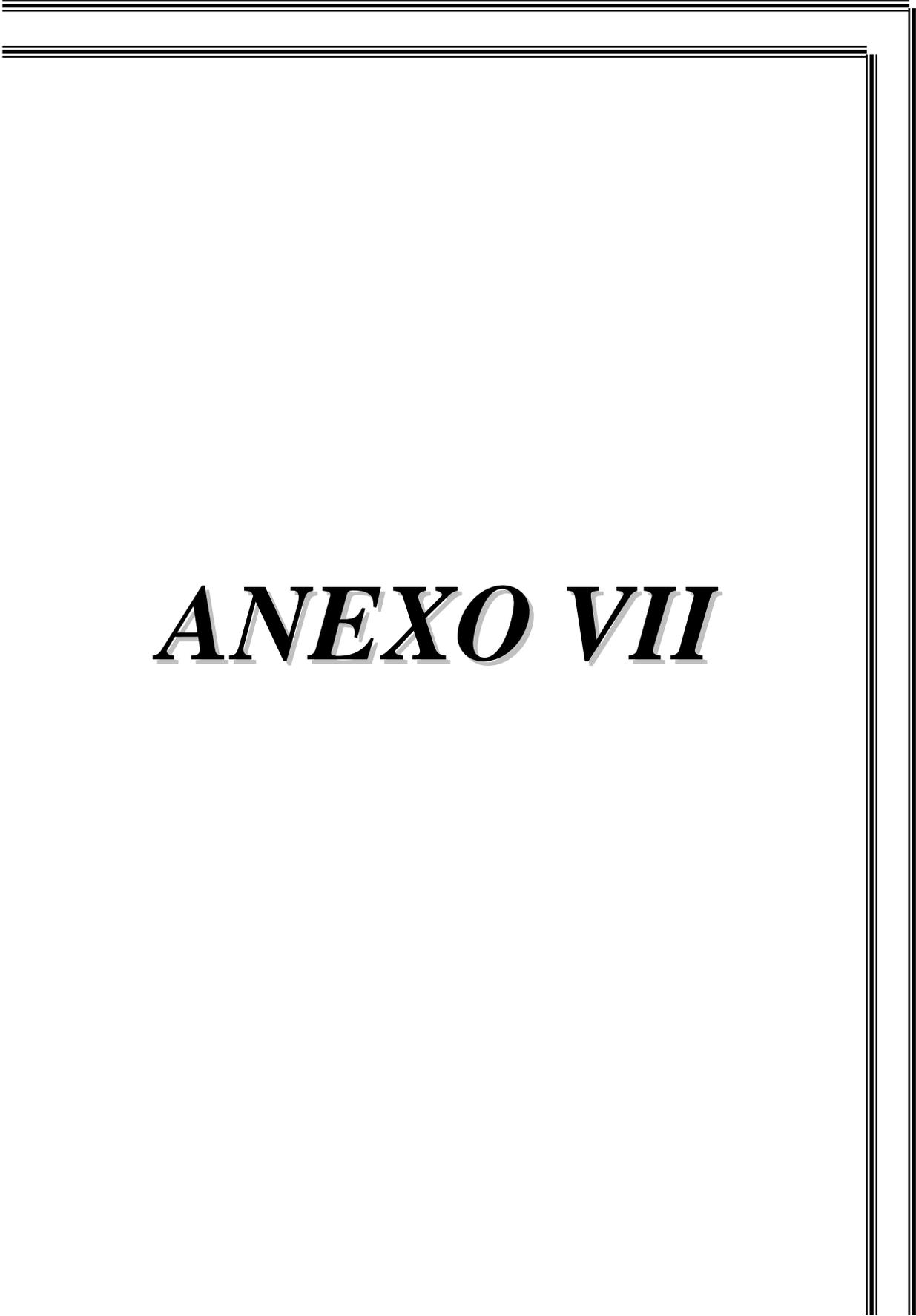


Figura 3.- Costo Indexado para Equipos (Feb. 2005).





ANEXO VII

Figura 1.- Hoja de Seguridad del Oxígeno Líquido.

HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD PARA TRANSPORTE	
PRODUCTO : OXIGENO LÍQUIDO REFRIGERADO	
DESIGNACIÓN OFICIAL:	
OXÍGENO LÍQUIDO REFRIGERADO , O₂	
<p>Naturaleza del riesgo Líquido extremadamente frío y oxidante. Gas bajo presión. Acelera vigorosamente la combustión. Los combustibles en contacto con oxígeno líquido pueden explotar por ignición o impacto. Puede causar severo congelamiento.</p>	
<p>Medios de Protección Almacenar lejos de los gases combustibles, grasas y aceites. Están prohibidas, las áreas en donde se almacenen los recipientes, fumar y el uso de llamas. Los recipientes en uso deberían estar en una sala ventilada. El personal no debería entrar en áreas encerradas que se encuentren enriquecidas con oxígeno . La ropa impregnada con oxígeno debe ventilarse. Todos lo equipos, herramientas y vestuario deben estar libres de aceite y grasa. No derramar líquido sobre la piel , ojos y ropa. Para retirar líquido, usar un protector de cara y guantes. Cerrar la válvula después de cada uso y después de vacío . Para mover el recipiente usar un carro adecuado. mantener siempre el recipiente en posición vertical.</p>	
<p>Medidas para combatir el fuego En general, evacuar el área, llamar al cuerpo de bomberos. Verificar que la válvula se encuentre cerrada. Si no es posible extinguir el fuego, mantener los recipientes de los alrededores bien fríos mediante un chorro de agua proveniente de una manguera a una distancia segura. Informar al cuerpo de bomberos del peligro potencial de explosión de los recipientes y su acción voladora (tipo cohete) que pueden presentar.</p>	
<p>Medidas para controlar derrames o fugas Se recomienda un analizador de oxígeno para prevenir una acumulación de oxígeno en una localidad. Chequear que la válvula esté cerrada. Mover el recipiente en un espacio abierto y alejar a las personas y materiales combustibles.</p>	
<p>Medidas de primeros auxilios El oxígeno de alta pureza, a presión atmosférica, no es tóxico. Prevenir la exposición a altas concentraciones por un tiempo prolongado. En caso de congelamiento, suministrar inmediatamente tratamiento médico.</p>	

Figura 2.- Hoja de Seguridad del Oxígeno Gaseoso.

Sustancia :		
OXIGENO GASEOSO (O ₂)		
GAS NO INFLAMABLE, OXIDANTE		
Propiedades Físicas y Químicas	Otras Propiedades	
Estado Físico	Gas	Solubilidad en agua: Levemente soluble
Concentración	99.98%	Límite Permisible Ponderado: N/A
Temperatura de Autoignición	N/A	Apariencia y olor: Inodoro e incoloro
Densidad a 20°C a 1 atm:	1.13 Kg·m ⁻³	Presión de vapor a 20°C (psia): Cercana a la temperatura crítica
Peligros	Prevención/Control	Extinción de Incendios
<p>Altas concentraciones de Oxígeno (sobre 75%) produce contracciones náuseas, desvanecimientos, hipotermia, dificultades para respirar Bradicardia, dificultad para hablar, convulsiones que pueden llevar hasta la muerte.</p> <p>El exceso de oxígeno puede provocar edema pulmonar.</p> <p>Concentraciones entre el 23.5% y el 95% presentan riesgo de explosión de la materia orgánica en el cuerpo.</p> <p>Bajo un 11% puede provocar la muerte, por deficiencia de oxígeno.</p>	<p>No lubricar ni intervenir equipos con aceites o grasas.</p> <p>No usar como sustituto del aire en equipos neumáticos ya que éstos contienen lubricantes inflamables.</p> <p>Use válvula de chequeo y trampa en la línea de descarga para prevenir retrocesos peligrosos dentro del sistema.</p> <p>No permita que los cilindros almacenados superen los 54° C.</p> <p>En los sistemas de oxicorte use válvulas antirretroceso.</p> <p>No transportar los cilindros en espacios confinados como porta-maletas de autos, van, station wagon, una fuga puede resultar en fuego, explosión, asfixia, los cilindros no deben ser arrastrados por el suelo.</p>	<p>Los cilindros que estén expuestos a fuego deben ser enfriados con agua mediante chorro directo a una distancia segura.</p> <p>Informar a bomberos del riesgo potencial de explosión de los recipientes y su acción voladora que pueden presentar.</p> <p>Si es posible, retire los cilindros del lugar del fuego.</p> <p>Se debe evitar exponer los recipientes que contengan oxígeno al fuego y filtraciones.</p> <p>Los cilindros pueden explotar al ser calentados por el fuego.</p>
Procedimiento de Emergencia	Primeros Auxilios	Almacenamiento
<p>En caso de fuga o derrame desalojar a todo el personal desde el área afectada. Usar equipo de protección adecuado, si la fuga se produce en un equipo, asegúrese de purgar las cañerías con gas inerte. Si la fuga es desde un cilindro o un termo o su válvula, contáctese con el N° de Emergencia de Indura.</p> <p>En caso de derrame desde un camión aislar la zona alrededor de 800 mts. Se deben detener todos los motores de vehículos cercanos y todos los trabajos de soldaduras, galleteos y en general toda llama abierta y fuentes de ignición. Si una persona ha sido impregnada con oxígeno ésta debe lentamente alejarse del área y sacarse las ropas impregnadas.</p>	<p>En caso de sobreexposición la atención médica es mandatoria.</p> <p>El rescate de personas debe ser con equipos de respiración autónomo.</p> <p>Si la persona está consciente asistirla en una zona no contaminada e inhalar aire fresco.</p> <p>Mover rápidamente desde el área contaminada es lo más importante.</p> <p>El tratamiento debería ser sintomático y soportante, se debe informar al médico tratante que el paciente podría sufrir hiperoxia.</p>	<p>Deben ser almacenados en áreas señaladas especialmente para este propósito, es decir áreas ventiladas y alejadas de cualquier riesgo de fuego o explosión.</p> <p>Los cilindros vacíos deben ser tratados de igual forma que uno lleno. Todos los cilindros ya sean llenos o vacíos deben poseer una protección de válvulas.</p> <p>Los cilindros de oxígeno se deben almacenar en una distancia mínima de 6mts, de gases combustibles, aceites o grasas. El área de almacenamiento debe estar Señalizada con letreros de NO FUMAR O ENCENDER FUEGO.</p> <p>Los cilindros deben ser almacenados en forma vertical y asegurados para Prevenir caídas y golpes.</p>

Figura 3.- Hoja de Seguridad del Nitrógeno Líquido.

Sustancia :		
NITROGENO LÍQUIDO (N ₂) LIN		
Propiedades Físicas y Químicas		Otras Propiedades
Estado Físico	Gas	Solubilidad en agua: Altamente soluble
Concentración	99.98%	Límite Permissible Ponderado: Simple asfixia
Temperatura de Autoignición	N/A	Apariencia y olor: Inodoro e incoloro
Densidad a 20°C a 1 atm:	1.15 Kg·m ⁻³	Presión de vapor a 20°C (psia): N/A
Peligros	Prevención/Control	Extinción de Incendios
<p>No es tóxico, pero sí asfixiante, puede provocar pérdida del conocimiento y muerte por anoxia.</p> <p>El contacto con un rápido evaporamiento del líquido puede provocar quemaduras criogénicas, los efectos pueden ser cambios de color de piel, posiblemente ampollas.</p> <p>El contacto con la piel puede producir quemadura o congelamiento de la extremidad afectada.</p> <p>Los cilindros pueden explotar al ser calentados por el fuego.</p> <p>El contacto con el líquido puede provocar congelamiento de los tejidos.</p>	<p>No permita que los cilindros almacenados superen los 54° C.</p> <p>No transportar los cilindros en espacios confinados como porta-maletas de autos, van, station wagon, una fuga puede resultar en fuego, explosión, asfixia, los cilindros no deben ser arrastrados en el suelo.</p> <p>Use válvulas de chequeo o trampa en la línea de descarga para prevenir retrocesos peligrosos dentro del sistema.</p>	<p>Los cilindros que estén expuestos a fuego deben ser enfriados con agua mediante chorro directos a una distancia segura.</p> <p>Informar a bomberos del riesgo potencial de explosión de los recipientes y su acción voladora que pueden presentar.</p> <p>Si el posible retire los cilindros del lugar del fuego.</p> <p>Los cilindros pueden explotar al ser calentados por el fuego.</p>
Procedimiento de Emergencia	Primeros Auxilios	Almacenamiento
<p>En caso de fuga o derrame desalojar a todo el personal desde el área afectada. Usar equipo de protección adecuado.</p> <p>Usar equipo de respiración autónomo en rescate de personas.</p> <p>Si la fuga es desde un cilindro o un termo o su válvula, contáctese con el N° de Emergencia de Indura</p> <p>En caso de derrame desde un camión aislar la zona alrededor de 800 mts.</p>	<p>En caso de sobreexposición y quemaduras criogénicas la atención médica es mandatoria.</p> <p>El rescate de personas debe ser equipos de respiración autónomo.</p> <p>Si la persona está consciente asistirla en una zona no contaminada e inhalar aire fresco.</p> <p>Mover rápidamente desde el área contaminada es lo más importante.</p> <p>Por contacto dérmico o quemaduras criogénicas remover la ropa contaminada y limpiar las zonas afectadas con agua tibia, NO USE AGUA CALIENTE.</p> <p>En el contacto con los ojos por evaporación rápida del líquido, No lave con agua caliente o eventualmente tibia, abrir los párpados a la víctima para permitir la evaporación del líquido.</p> <p>Si la víctima no tolera la luz proteger los ojos con vendaje adecuado, remitir rápidamente a un oftalmólogo para tratamiento posterior.</p>	<p>Deben ser almacenados en áreas señaladas especialmente para este propósito, es decir áreas ventiladas y alejadas de cualquier riesgo de fuego o explosión.</p> <p>Los cilindros vacíos deben ser tratados de igual forma que uno lleno. Todos los cilindros ya sean llenos o vacíos deben poseer una protección de válvulas.</p> <p>Los cilindros deben ser almacenados en forma vertical y asegurados para prevenir caídas y golpes.</p>

Figura 4.- Hoja de Seguridad del Nitrógeno Gaseoso.

Sustancia :		
NITROGENO GAS (N ₂)		
Propiedades Físicas y Químicas		Otras Propiedades
Estado Físico	Gas	Solubilidad en agua: Altamente soluble
Concentración	99.98%	Límite Permisible Ponderado: Simple asfixia
Temperatura de Autoignición	N/A	Apariencia y olor: Inodoro e incoloro
Densidad a 20°C a 1 atm:	1.15 Kg·m ⁻³	Presión de vapor a 20°C (psia): N/A
Peligros	Prevención/Control	Extinción de Incendios
No es tóxico, pero sí asfixiante, puede provocar pérdida del conocimiento y muerte por anoxia. Actúa por simple desplazamiento del oxígeno del aire provocando la pérdida del conocimiento y la muerte. Los cilindros pueden explotar al ser calentados por el fuego.	No permita que los cilindros almacenados superen los 54° C. No transportar los cilindros en espacios confinados como porta-maletas de autos, van, station wagon, una fuga puede resultar en fuego, explosión, asfixia, los cilindros no deben ser arrastrados en el suelo. Use válvulas de chequeo o trampa en la línea de descarga para prevenir retrocesos peligrosos dentro del sistema.	Los cilindros que estén expuestos a fuego deben ser enfriados con agua mediante chorro directo a una distancia segura. Informar a bomberos del riesgo potencial de explosión de los recipientes y su acción voladora que pueden presentar. Si es posible retire los cilindros del lugar del fuego. Los cilindros pueden explotar al ser calentados por el fuego.
Procedimiento de Emergencia	Primeros Auxilios	Almacenamiento
En caso de fuga o derrame, desalojar a todo el personal desde el área afectada. Usar equipo de protección adecuado. Usar equipo de respiración autónomo en rescate de personas. Si la fuga es desde un cilindro o un termo o su válvula, contáctese con el N° de Emergencia de Indura. En caso de derrame desde un camión aislar la zona alrededor de 800 mts.	En caso de sobreexposición la atención médica es mandatoria. El rescate de personas debe ser equipos de respiración autónomo. Si la persona está consciente asistirle en una zona no contaminada e inhalar aire fresco. Mover rápidamente desde el área contaminada es lo más importante. No tóxico, pero sí asfixiante, los síntomas incluyen una rápida respiración y jadeo, rápida fatiga, náusea y vómitos, cianosis y podría provocar pérdida del conocimiento y muerte por anoxia. Si la respiración se hace débil aplicar respiración artificial con administración de oxígeno, llamar a la ambulancia, mantener a la víctima en reposo y templado.	Deben ser almacenados en áreas señaladas especialmente para este propósito, es decir áreas ventiladas y alejadas de cualquier riesgo de fuego o explosión. Los cilindros vacíos deben ser tratados de igual forma que uno lleno. Todos los cilindros ya sean llenos o vacíos deben poseer una protección de válvulas. Los cilindros deben ser almacenados en forma vertical y asegurados para prevenir caídas y golpes.