

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA LA OBTENCIÓN DE CO₂ A PARTIR DE LOS GASES DE ESCAPE DE LOS GENERADORES DE VAPOR DE UNA CENTRAL TERMOELÉCTRICA

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Bachiller:
Webel Boschetti, Carlos Emilio
Para optar por el título de
Ingeniero Mecánico.

Caracas, 2002

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA LA OBTENCIÓN DE CO₂ A PARTIR DE LOS GASES DE ESCAPE DE LOS GENERADORES DE VAPOR DE UNA CENTRAL TERMOELÉCTRICA

Tutor Académico: Prof. Alberto Fuentes

Tutor Industrial: Ing. Angel Marichal

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Bachiller:
Webel Boschetti, Carlos Emilio
Para optar por el título de
Ingeniero Mecánico.

Caracas, 2002

Caracas, Octubre 2002

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de la Escuela de Ingeniería Mecánica, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller Carlos Webel, titulado:

“Estudio Técnico-Económico para la Obtención de CO₂ a partir de los Gases de Escape de los Generadores de Vapor de una Central Termoeléctrica”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducentes al Título de Ingeniero Mecánico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el Bachiller Carlos Webel, lo declaran APROBADO.

Prof. Francisco Pimentel
Jurado

Prof. Franklin Baduy
Jurado

Prof. Alberto Fuentes
Tutor Académico

DEDICATORIA

Este trabajo se lo dedico a mi madre, por ser la persona a la que le debo todos mis logros y que más quiero,

Carlos Webel

AGRADECIMIENTOS

A la empresa AES. La Electricidad de Caracas, en especial a la Planta Ampliación Tocoa por permitirme la oportunidad de desarrollar este interesante proyecto.

A la compañía WittCold Systems Inc. quienes proporcionaron un detallado y preciso presupuesto para el sistema de CO₂.

A los tutores académico e industrial, Ingenieros Alberto Fuentes y Angel Marichal por su guía en la realización del proyecto.

A la profesora María de Prato por su apoyo desinteresado en este proyecto.

Al Ing. Omar Rivero y a los TSU Jhonny, Neil e Iraida quienes fueron excelentes compañeros de trabajo y aportaron su ayuda.

A José Antonio Urdaneta, Julián González, Víctor Hernández, José Manuel González y Marcos Potela de la planta Ampliación Tocoa quienes aportaron mucho al proyecto.

Al Profesor Julio Rodríguez quien brindó su tiempo y apoyo.

A toda mi familia y en especial a Hazel, quienes dieron la mejor ayuda.

ÍNDICE GENERAL

Dedicatoria.....	i
Agradecimientos.....	ii
Índice General.....	iii
Índice de Figuras.....	vii
Índice de Tablas.....	viii
Resumen.....	x
Abreviaciones y Símbolos.....	xi
Definiciones.....	xiii
CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN.....	1
1.1- Introducción.....	1
1.2- Descripción de la Empresa.....	3
1.3- Planteamiento del Problema.....	5
1.4- Antecedentes.....	5
1.5- Objetivo General.....	8
1.6- Objetivos Específicos.....	9
1.7- Secuencia del Proyecto.....	9
CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO.....	12
2.1- Generalidades.....	12
2.2- Técnicas de Separación de CO ₂	19
2.2.1- Método de absorción.....	19
2.2.2- Método de adsorción.....	20
2.2.3- Método criogénico.....	20
2.2.4- Separación por membrana.....	20
2.3- Comparación Entre las Distintas Técnicas de Separación de CO ₂	21
2.4- Recuperación de CO ₂ Mediante Absorción Química con MEA.....	23
2.5- Proceso Econamine™.....	26
2.6- Teoría Económica a Utilizar.....	27

2.6.1- Conceptos fundamentales.....	27
CAPÍTULO III: DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA RECUPERADORA DE CO₂	
PROPUESTA	30
3.1- Particularidades del Diseño de una Planta Recuperadora de CO ₂	30
3.2- Planta Recuperadora de CO ₂ Propuesta.....	33
3.3- Descripción de los Equipos.....	40
CAPÍTULO IV: CÁLCULO DE FLUJOS, ESTADOS TERMODINÁMICOS Y TAMAÑO DE LOS EQUIPOS	
TAMAÑO DE LOS EQUIPOS	50
4.1- Flujo Másico de CO ₂ y Gases de Escape a 430MW	50
4.2- Cálculo de los Flujos y estados Termodinámicos en el Sistema	
Recuperador de CO ₂	53
4.2.1- Flujos y estados termodinámicos en cada punto del sistema.....	54
4.3- Cálculo del Tamaño de los Equipos.....	64
4.3.1- Tamaño de las torres.....	64
4.3.2- Tamaño de los intercambiadores de calor.....	69
4.3.3- Tamaño de los tanques.....	74
4.3.4- Tamaño de los compresores.....	76
4.3.5- Tamaño del equipo de refrigeración.....	76
4.3.6- Tamaño del ventilador de gases de escape.....	77
4.3.7- Tamaño de las bombas.....	78
CAPÍTULO V: FACTIBILIDAD TÉCNICA	
5.1- Ubicación del Sistema Recuperador de CO ₂	79
5.1.1- Opción “A”: Ubicación en los alrededores de la chimenea.....	80
5.1.2- Opción “B”: Ubicación en el galpón climatizado.....	80
5.1.3- Ventajas y desventajas de ambas opciones.....	82
5.2- Vista Superior de la Planta (“Layout”).....	86
5.3- Insumos de la Planta.....	88
5.3.1- Insumo de vapor.....	88

5.3.2- Insumo eléctrico.....	90
5.3.3- Insumo de solvente.....	94
5.3.4- Insumo de agua.....	95
5.3.5- Insumo de carbón.....	96
5.4- Desechos de la Planta.....	97
5.5- Afeción del Sistema Recuperador de CO ₂ a la Central Termoeléctrica....	98
5.5.1- Disminución de la eficiencia de la centra.....	98
5.5.2- Ocupación de espacio en planta.....	102
5.5.3- Aumento del flujo vehicular y de personas en la planta.....	103
5.6- Afeción del Proceso al Ambiente.....	103
CAPÍTULO VI: FACTIBILIDAD ECONÓMICA.....	105
6.1- Costos de Operación.....	105
6.1.1- Consumo de vapor.....	106
6.1.2- Consumo eléctrico.....	108
6.1.3- Consumo de agua.....	110
6.1.4- Consumo de químicos.....	110
6.1.5- Costos operativos.....	112
6.1.6- Costos de mantenimiento.....	113
6.1.7- Costos totales de operación.....	113
6.2- Costos de Inversión.....	115
6.2.1- Cotización.....	115
6.2.2- Costos adicionales.....	116
6.2.3- Costos totales de inversión.....	117
6.3- Rentabilidad del Proyecto.....	117
6.3.1- Cálculo de los flujos de efectivo en cada período.....	117
6.3.2- Costo estimado de la tonelada de CO ₂ producida.....	125
6.3.3- Mínimo precio de venta de CO ₂	126
6.3.4- Cálculo de la mínima venta de CO ₂	126
6.3.5- Cálculo del VPN y TIR.....	127
6.3.6- Análisis de resultados.....	129

CONCLUSIONES	132
RECOMENDACIONES	135
BIBLIOGRAFÍA	137
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	139
ANEXOS	140

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1- Diagrama de fase del dióxido de carbono.....	13
Figura 3.1- Dibujo esquemático de la Planta de CO ₂	34
Figura 3.2- Diagrama de flujo de la Planta recuperadora de CO ₂ propuesta.....	35
Figura 3.3- Dibujo esquemático del “Scrubber” de SO _x	41
Figura 3.4- Dibujo esquemático de la torre de absorción.....	43
Figura 3.5- Dibujo esquemático de la torre de desorción y rehervidor.....	45
Figura 5.1- Ubicación de las opciones A y B referente a la planta termoeléctrica.....	81
Figura 5.2- Ubicación definitiva del sistema recuperador de CO ₂ respecto a la planta.....	85
Figura 5.3- Vista superior (“Layout”) de la Planta recuperadora de CO ₂ de 75 Ton/día de capacidad.....	87
Figura 5.4- Diagrama de flujo del vapor para el sistema recuperador de CO ₂	90
Figura 5.5- Porcentaje de incremento en el “heat rate” de la unidad generadora de energía eléctrica, con la disminución de la carga de operación de la misma debido al funcionamiento del sistema recuperador de CO ₂ a su máxima capacidad.....	102
Figura 6.1- Variación de los Costos de Operación con el porcentaje de “fuel oil” utilizado durante la operación de la central termoeléctrica.....	115
Figura 6.2- Variación del VPN con el precio de venta del CO ₂ producido, para los distintos porcentajes de producción.....	129
Figura 6.3- Variación del TIR con el precio de venta del CO ₂ producido, para los distintos porcentajes de producción.....	130
Figura A.1- Plano acotado de los alrededores de la chimenea.....	A
Figura A.2- Plano acotado del galpón climatizado.....	A

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1- Propiedades del dióxido de carbono.....	14
Tabla 2.2- Distribución del uso del CO ₂ en Venezuela.....	18
Tabla 2.3- Comparación entre los distintos métodos de recuperación de dióxido de carbono.....	22
Tabla 3.1- Leyenda de equipos.....	37
Tabla 3.2- Estado y flujos en cada punto de la planta para 75 toneladas diarias de capacidad.....	38
Tabla 4.1- Medición de gases de escape Unidad CRZ 9.....	51
Tabla 4.2- Gravedad específica de los gases de escape (γ_{GE}).....	52
Tabla 4.3- Dimensiones de la torre de absorción en relación a la capacidad de la planta.....	65
Tabla 4.4- Dimensiones de la torre de desorción en relación a la capacidad de la planta.....	66
Tabla 4.5- Volumen de las torres en relación a la capacidad de la planta.....	66
Tabla 4.6- Dimensiones de las torres de permanganato y agua en relación a la capacidad de la planta.....	67
Tabla 4.7- Dimensiones de la torre de enfriamiento en relación a la capacidad de la planta.....	68
Tabla 4.8- Dimensiones del “scrubber” de SO ₂ en relación a la capacidad de la planta.....	69
Tabla 4.9- Área de transferencia de calor en relación al diámetro de la concha del intercambiador de calor.....	70
Tabla 4.10- Dimensiones de los intercambiadores de calor en relación a la capacidad de planta.....	74
Tabla 4.11- Dimensiones de los tanques de amina y permanganato en relación a la capacidad de la planta.....	75
Tabla 4.12- Dimensiones de los compresores en relación a la capacidad de la planta.....	76

Tabla 4.13- Dimensiones del equipo de refrigeración en relación a la capacidad de la planta.....	77
Tabla 4.14- Dimensiones del ventilador de gases de escape en relación a la capacidad de la planta.....	77
Tabla 4.15- Área requerida por las bombas en relación a la capacidad de la planta.....	78
Tabla 5.1- Cuadro de ventajas y desventajas de las opciones de ubicación del sistema recuperador de CO ₂	82
Tabla 5.2- Consumo de energía eléctrica de los equipos de la planta de 75 Ton/día, sin incluir los sistemas de refrigeración y compresión.....	91
Tabla 5.3- Aumento en el “heat rate” debido a la operación de la planta recuperadora de CO ₂	101
Tabla 6.1- Costo debido al consumo de vapor (En dólares/Ton de CO ₂).....	107
Tabla 6.2- Costo debido al consumo de energía eléctrica (En dólares/Ton de CO ₂).....	110
Tabla 6.3- Costo debido al consumo de químicos (En dólares/Ton de CO ₂)....	112
Tabla 6.4- Costos totales de operación de la planta (En dólares/Ton de CO ₂).114	
Tabla 6.5- Datos para el análisis económico de rentabilidad.....	118
Tabla 6.6- Variación del VPN y TIR con el precio de venta del CO ₂ para distintos porcentajes de producción.....	128
Tabla A.1- Plantas comerciales recuperadoras de CO ₂ de gases de escape con el proceso Econamine FG TM de Fluor Daniel.....	A
Tabla A.2- Flujo de caja para el proyecto con un precio de venta de la tonelada de CO ₂ de 489 \$/Ton y una producción anual de 21.900 Ton (Hoja de Excel).....	A

RESUMEN

Webel, B. Carlos E.

ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA LA OBTENCIÓN DE CO₂ A PARTIR DE LOS GASES DE ESCAPE DE LOS GENERADORES DE VAPOR DE UNA CENTRAL TERMOELÉCTRICA

**Tutor Académico: Prof. Alberto Fuentes. Tutor Industrial: Ing. Angel
Marichal. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería Mecánica 2002.**

140 pág.

Palabras clave: Monoetanolamina, Absorción, Desorción, Rehervidor

En el presente trabajo se analizó técnica y económicamente la factibilidad de instalación de un sistema recuperador del dióxido de carbono (CO₂) de los gases de escape de una de las unidades generadoras a vapor de la central termoeléctrica Ampliación Tocoa, ubicada en el Complejo Generador Ricardo Zuloaga, en el Estado Vargas, perteneciente a AES. La Electricidad de Caracas. El proyecto tiene fines comerciales, se pretende vender el CO₂ producido en el mercado venezolano para generar una nueva fuente de ingreso a la compañía. La tecnología analizada en este estudio para la recuperación del dióxido de carbono es la de absorción química mediante el uso de monoetanolamina como solvente

Resultó técnicamente factible la instalación de un sistema recuperador del CO₂ de una fracción del total de los gases de escape de una de las tres (3) unidades generadoras existentes en la planta, con una capacidad de producción de CO₂ de setenticinco (75) toneladas diarias, con un 99,9% de pureza. El sistema se ubicaría en los alrededores de la chimenea de los gases de escape de la unidad #7 (CRZ 7) de Ampliación Tocoa y el tanque de almacenamiento del CO₂ líquido en un espacio fuera de la planta, perteneciente a la compañía, interconectado con el sistema recuperador de CO₂ por medio de una tubería aislada. El proyecto resultó económicamente rentable, con una alta tasa interna de retorno (TIR) de la inversión del 171%, bajo la suposición de la venta de toda la producción estimada al precio actual del mercado. Además, la inversión resultó poco sensible a las fluctuaciones del precio y la demanda del producto en el mercado, debido a la gran diferencia entre el costo unitario promedio del CO₂ producido para la producción estimada (24,66 \$/Ton) y el precio actual del mismo en el mercado venezolano (489 \$/Ton).

ABREVIACIONES Y SÍMBOLOS

- ρ : densidad
- γ : peso específico
- §: Dólares estadounidenses
- atm: atmósfera, medida de presión (1 atm = 101.350 Pascal)
- Btu: medida de energía (1 Btu = 1.055, 1 Joules)
- °C: grado celcius, medida de temperatura (sistema internacional)
- Cp: calor específico
- °F: medida de temperatura (Sistema Inglés)
- ft: pie, medida de longitud (1 pie = 0,3048 metros)
- H: entalpía absoluta
- h: entalpía específica
- HP: caballo de potencia, medida de potencia (1 HP = 745,6 Watts)
- J: Joule, medida de energía
- K: kelvin, medida de temperatura (Sistema Internacional)
- kg: kilogramo, unidad de masa
- KP-1: material de empaque para torres empacadas desarrollado en Japón.
- KS-1: aminas absorbentes de CO₂ desarrolladas en Japón.
- kW-h: kilowatt-hora, medida de energía (1 kW-h = 3.600.000 Joules)
- lb: libra, unidad de masa (1 lb = 0,4536 kg)
- m: metro, unidad de longitud
- \dot{m} : Flujo másico
- Nm³: Metros cúbicos normales, medida de volumen (a 1atm y 0° C)
- Pa: Pascal, medida de presión
- ppm: Parte por millón, medida de concentración
- psi: libra/ pulgada², medida de presión (1 psi = 6.894, 6 Pascal)
- Sm³: Metro cúbico estándar, medida de volumen (a 1atm y 15° C)
- TR: Tonelada de refrigeración, medida de calor (1 TR = 12.000 Btu)
- \dot{Q} : flujo de calor

- Te: Tonelada corta o inglesa, medida de masa (1 Te = 2.000 lb = 907,2 kg)
- TIR: Tasa interna de retorno
- Ton: Tonelada métrica, medida de masa (1 Ton = 1000 kg)
- VPN: Valor presente neto
- \dot{V} : Caudal
- W: Watt, medida de potencia (1 Watt = 1 Joule/seg.)

DEFINICIONES

- **“by-pass”**: Conexión en una línea de flujo para evitar una obstrucción o detención del mismo.
- **“exit gas”**: (gas de salida) gases de escape no absorbidos en la torre de absorción.
- **“fuel oil”**: (aceite combustible) tipo de combustible derivado del petróleo.
- **“heat rate”**: (rata de calor) medida de la eficiencia de las centrales termoeléctricas en Btu de combustible quemado/ kW-h de energía eléctrica generada.
- **“Layout”**: Plano o vista superior de un arreglo de equipos.
- **MEA**: Monoetanolamina, solvente químico utilizado para la absorción selectiva del CO₂.
- **Rendimiento de una inversión**: El rendimiento de una inversión durante un período es igual a sus utilidades durante el período, mas su incremento o disminución en valor, entre el valor inicial.
- **“Scrubber”**: (lavador) equipo químico utilizado para la eliminación de un componente en una mezcla de gases mediante la utilización de un agente reactante.
- **Tasa Interna de rendimiento (TIR)**: Es la tasa de rendimiento estimada de una inversión.
- **Valor presente neto (VPN)**: Medida de la rentabilidad de una inversión. Es el valor presente de la suma de los flujos de efectivo futuros esperados, menos la inversión inicial.

CAP I: INTRODUCCIÓN

1.1- INTRODUCCIÓN

Una central termoeléctrica a vapor representa uno de los sistemas de generación de energía eléctrica más complejos que existen en la actualidad. En este ciclo se realizan tres tipos de conversión de energía. La energía química que acumula el combustible se transforma en calor por medio del proceso de combustión, transfiriendo ese calor al agua y elevando la entalpía de la misma, generando de esta manera vapor sobrecalentado. Luego, la energía térmica, acumulada por el vapor con alto nivel de entalpía, es transformada en energía mecánica en las turbinas que producen la rotación del eje de la misma. Finalmente, esta energía mecánica es transformada en energía eléctrica por medio de la inducción de un campo magnético en el generador eléctrico. De manera que tenemos transformación de energía química en calor, calor en movimiento (energía mecánica), y energía mecánica en electricidad.

Una de las principales metas en el diseño de estas plantas es lograr el máximo aprovechamiento posible de la energía, para así alcanzar la máxima eficiencia global del ciclo. De esta inquietud es que surgen, dentro de este tipo de plantas, componentes como el economizador y el precalentador de aire, cuya función es el aprovechamiento de la energía residual en los gases de escape para aumentar la energía contenida en el agua y aire que se introduce al generador de vapor. Igualmente, los precalentadores del tren de agua de alimentación de la caldera son usados para generar un incremento en la eficiencia del ciclo. Sobre esta misma base de obtener un mayor aprovechamiento de la energía, surgen las plantas térmicas de ciclo combinado. Estas alcanzan un mayor nivel de complejidad comparados con los ciclos simples a vapor, pues aprovechan la energía residual de los gases de escape de una turbina a gas para generar vapor

el cual se utiliza en turbinas, alcanzando una eficiencia hasta en 20 puntos mayor que el ciclo simple.

Los principales beneficios obtenidos por el aumento de la eficiencia del ciclo son: mayor rentabilidad económica de la planta, pues con la misma cantidad de combustible se genera mayor cantidad de energía eléctrica, lo que significa mayores ingresos derivados de su venta; y disminución del daño ecológico, pues se libera una menor cantidad de gases contaminantes y de invernadero a la atmósfera por cada unidad de energía eléctrica generada. A pesar de que el aumento en la eficiencia de un ciclo es la vía más utilizada para lograr estos beneficios, no necesariamente es la única. A la par del aprovechamiento máximo de la energía, cabe la posibilidad del aprovechamiento máximo de los productos. El ejemplo mas claro e interesante de estos productos lo representa el CO₂. El procesamiento de este gas contenido en los gases de escape puede llevar a la obtención de alguno de los dos beneficios mencionados anteriormente, dependiendo de lo que se quiera y de ciertos factores influenciados por el contexto social y económico del lugar.

En la actualidad se están realizando gran cantidad de estudios que permitan desarrollar y mejorar la tecnología de recuperación del CO₂ contenido en los gases de escape de las centrales térmicas alimentadas por combustibles fósiles, principalmente con fines ecológicos, y en menor proporción, con fines comerciales. El CO₂ es uno de los gases causantes del efecto invernadero que ocasiona el calentamiento global del planeta, con todas las consecuencias nefastas que esto conlleva. Hoy en día, es posible reducir en un 90% la cantidad de CO₂ en los gases de escape con una reducción de entre el 6 y el 13% en la eficiencia global del ciclo. Los estudios de desarrollo de la tecnología para mejorar este proceso con miras a su futura utilización en una mayor cantidad de plantas, están impulsados por la necesidad de los países industrializados en cumplir con las exigencias de reducción de las emisiones de gases contaminantes y de invernadero acordadas en el protocolo de Kyoto.

Paralelo al desarrollo de la tecnología de recuperación del CO₂ con fines ecológicos, se está trabajando en la misma vía con fines comerciales. En los lugares donde no se dispone del CO₂ de manera natural (pozos de CO₂) o como sub-producto (elaboración de cerveza, destilación, etc.) el precio de este gas, debido a su escasez o a la especulación, puede alcanzar un valor tal que resulte económicamente rentable instalar y operar una planta de recuperación de CO₂ para vender el producto, incluso considerando que la instalación de un sistema de este tipo conlleva una disminución en la eficiencia de la central termoeléctrica. En esta premisa se basa el desarrollo del presente proyecto, que busca determinar si el contexto económico del mercado nacional de CO₂ es tal que permita justificarlo, tomando en consideración todas las limitantes a nivel técnico que se presentan en una planta que ya fue construida y que no fue pensada para acoger un sistema de recuperación de CO₂ de esta naturaleza.

1.2- DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA

La C.A. La Electricidad de Caracas fue fundada en el año 1895 por el Ing. Ricardo Zuloaga, siendo ésta en ese entonces una de las empresas pioneras en cuanto al suministro de luz eléctrica en Venezuela. A lo largo de su historia esta compañía ha construido y operado una gran cantidad de plantas eléctricas para abastecer la zona metropolitana, ofreciendo servicios de distribución y respaldo técnico. Hoy por hoy, La Electricidad de Caracas es una de las tres principales empresas de suministro de energía eléctrica a nivel nacional, junto con EDELCA y CADAPE, suministrando más de 10.000 GW-h/año de energía eléctrica al sistema interconectado nacional.

La planta Ampliación Tocoa es una central termoeléctrica a vapor ubicada en el Litoral Central. Esta, junto con las plantas Tocoa y Arrecifes conforman el "Complejo Generador Ricardo Zuloaga", perteneciente a La Electricidad de Caracas. Esta planta fue puesta en marcha por completo a principio de los años ochenta, con tres unidades generadoras de 400 MW de capacidad instalada cada

una. En el año 1996 se realizó la ampliación de dichas unidades a 460 MW, por lo que la capacidad instalada actual de la planta es de 1.380 MW.

La planta está equipada con un generador de vapor MITSUBISHI de circulación controlada y recalentamiento radiante por cada unidad, capaz de producir 1.587 toneladas métricas por hora de vapor a 174 kg/cm^2 y 540° C . El combustible utilizado por éste puede ser gas natural o "fuel oil" (Petróleo). Cada generador de vapor posee una chimenea de expulsión de los gases de escape de 120m de altura, para garantizar la dispersión de estos en la atmósfera.

Los turbo generadores son marca Toshiba, cada uno posee una turbina de alta, una de media y dos de baja presión, todas de múltiples etapas y acopladas mediante el mismo eje que gira a 3.600 r.p.m, al generador eléctrico de dos polos, capaz de generar 575.000 kVA a 60 Hz y 21.000 voltios, con un factor de potencia de 0,85.

Los condensadores del vapor de descarga de la turbina, al igual que el tren de agua de alimentación fueron adquiridos a la empresa Hamon de Bélgica. Estos son del tipo horizontal, de un solo paso, para un flujo de agua de $48.700 \text{ m}^3/\text{hr}$. Utilizan como fluido frío agua de mar, que se introduce por medio de las bombas de circulación y se devuelve por medio de los canales de descarga del agua de enfriamiento. Por otra parte, el tren de agua de alimentación esta conformado por tres precalentadores de baja presión, un desaireador y tres precalentadores de agua de alta presión, todos utilizan vapor proveniente de las extracciones de las turbinas para precalentar el agua de alimentación.

La central también está equipada con una planta desaladora capaz de producir unas 180 toneladas métricas por hora de agua desmineralizada para proveer de agua tratada al proceso.

1.3- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Recientemente, La Electricidad de Caracas fue comprada por el grupo transnacional AES, el cual fue fundado en el año 1981 y es una de las empresas líderes a nivel mundial en cuanto a generación de energía eléctrica se refiere, con más de 27.000 MW instalados en diversas plantas en 17 países. Actualmente esta corporación atraviesa una profunda recesión económica, motivo por el cual se ve en la necesidad de reducir costos y aumentar ganancias a fin de hacer frente a esta crisis.

Una idea surgida en la planta Ampliación Tocoa, es la de aprovechar el CO₂ (dióxido de carbono) producto de los gases de combustión para comercializarlo. De esta manera se obtendría un ingreso extra que ayudaría a solventar la crisis económica que atraviesa la empresa.

En dicha idea se basa la realización de este estudio que conlleva a investigar los diferentes procesos de recuperación de CO₂ a partir de gases de escape de centrales termoeléctricas, determinación de la factibilidad técnica de instalación de una planta con dicho proceso que no afecte significativamente el funcionamiento de la central energética, y lo más importante para la compañía, el estudio de rentabilidad económica del proyecto, comparando los ingresos debidos a la venta del producto con los desembolsos debidos a la instalación, operación y mantenimiento de una planta de este tipo.

1.4- ANTECEDENTES

A continuación se mencionan algunos proyectos realizados anteriormente relacionados con el presente trabajo:

- Anderson, Brant, Mueggenburg, Taylor y Viteri (2002) publicaron un trabajo en el cual describen una revolucionaria planta termoeléctrica sin emisiones

de contaminantes y que reduce en un 90% el costo de aislar el CO₂ resultante de la combustión, además de trabajar a una elevada eficiencia. El sistema que describen es el Sistema de Energía Limpia C.E.S (Clean Energy Sistem) y consta de lo siguiente: un generador de vapor abierto dentro del cual la combustión se realiza en presencia de agua, el vapor generado dentro del mismo se introduce en la turbina multietapa junto con el CO₂ resultante de la combustión, de ahí pasa al condensador donde se separa el agua del CO₂, éste último se almacena mientras que el agua se recircula al ciclo. Además, el ciclo posee muchas otras innovaciones que contribuyen a evitar la emisión de contaminantes.

- David y Herzog (2001) condujeron un estudio detallado de los costos asociados con la tecnología de absorción química para la separación y captura del CO₂ en tres tipos de centrales energéticas: Ciclo combinado integrado gas-carbón, ciclo simple de carbón pulverizado, y ciclo combinado alimentado con gas natural. Concluyeron que con los nuevos descubrimientos, la captura y secuestro del CO₂ puede convertirse en una forma rentable de reducción de las emisiones.
- Gambini y Vellini (2000) analizaron termodinámica y económicamente la reducción de las emisiones de CO₂ de las plantas generadoras de potencia alimentadas por combustibles fósiles mediante el tratamiento de los gases de escape con el proceso de absorción química. Concluyeron que una remoción del 90% del CO₂ en los gases de escape produce un decrecimiento de la eficiencia del ciclo de entre 10 y 13 puntos, y un aumento en el costo específico de la energía generada de entre el 35 y 42% para ciclos de generación de potencia a vapor alimentados por carbón o petróleo.
- Holt y Booras (2000) junto con el patrocinio de EPRI y U.S DOE realizaron una serie de estudios económicos y de ingeniería de ciclos de combustible

fósil incorporando remoción del CO₂ para su subsecuente secuestro, almacenamiento o uso. Concluyeron que si en el futuro es requerida la remoción del CO₂ de los gases de escape, las plantas de ciclo combinado alimentadas con gas natural y con sistema de remoción del CO₂ post-combustión ofrecerán el menor costo específico de la energía generada

- Chapel y Mariz (1999) [1] analizaron la recuperación del dióxido de carbono de gases de escape con fines comerciales, mediante la utilización del proceso de absorción química Econamine FG, propiedad de Fluor Daniel Inc., basado en el uso de la monoetanolamina como solvente. Concluyeron que la tecnología para la recuperación del CO₂ de los gases de escape está disponible comercialmente y está siendo significativamente mejorada. El proceso Econamine FG puede ser utilizado para producir CO₂ líquido para el mercado a precios razonables donde no se encuentra disponible como sub-producto. El proceso es más atractivo para plantas muy grandes y también es utilizado frecuentemente en plantas pequeñas para aplicaciones en lugares remotos donde el CO₂ no se encuentra disponible.

- Mitsubishi Heavy Industries. LTD. (Industrias Pesadas de Mitsubishi) (1998) desarrolló una tecnología de recuperación del CO₂ proveniente de las emisiones de las centrales termoeléctricas. El CO₂ es uno de los gases que causa el efecto invernadero, y esta tecnología está tomando en cuenta la depresión del mismo para disminuir el calentamiento global a futuro. En pro de esta investigación desarrollaron una planta para la recuperación del CO₂ de centrales termoeléctricas por el método de absorción química. Los resultados de esta investigación no se dan a conocer por la empresa en dicho artículo.

- “Society for the joint power research of CO₂ recovery technology” (Sociedad para la investigación de la recuperación del CO₂ en la generación de energía) (1995-1996) evaluó varias unidades piloto para la recuperación del

CO₂ fabricadas por las compañías de energía eléctrica de Tohoku, Tokio y Kansai, en Japón. La evaluación se basó en las características de la planta, adaptabilidad en cuanto a los estándares ambientales para los gases de escape, y consumo de energía; concluyendo que el consumo de energía debe ser reducido para que resulte rentable la utilización de las unidades. En vista de esto, se comenzó una investigación para lograr materiales absorbentes de alta tecnología que permitan cumplir este fin.

- IEA Greenhouse Gas R&D Programme (1994) evaluó la captura y almacenamiento del CO₂ producido por varios tipos de centrales termoeléctricas y utilizando varios métodos de captura del CO₂ con la finalidad de reducir las emisiones de este gas de invernadero. Concluyeron que existen opciones que con el apropiado desarrollo prometen una reducción substancial en los costos de captura del CO₂.
- Espinoza y Ramos (1990) realizaron el diseño básico de una planta recuperadora de CO₂ de los gases de combustión de las calderas requerido por la empresa Cervecería Unión. En su momento, este trabajo podría servir como base para la elaboración de un proyecto de fabricación y montaje de una planta recuperadora de CO₂, lo que permitiría a la Cervecería Unión disminuir los costos de producción y abrir nuevas fuentes de ingreso.

1.5- OBJETIVO GENERAL

Realizar un estudio técnico-económico para la instalación de un sistema recuperador del CO₂ de los gases de combustión de la central termoeléctrica a vapor “Ampliación Tacoa”.

1.6- OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Seleccionar y describir un sistema recuperador del CO₂ de los gases de escape adecuado a la planta.
- Determinar la ubicación o las posibles ubicaciones del sistema con respecto a la planta.
- Determinar en forma general las modificaciones a realizar en planta debido a la instalación del sistema.
- Determinar el impacto de la instalación del sistema en la central termoeléctrica.
- Determinar los costos agregados con la instalación, operación y mantenimiento del sistema.
- Realizar un estudio económico de factibilidad de instalación del sistema.

1.7- SECUENCIA DEL PROYECTO

1. **Investigación**: se realizó una investigación de los métodos existentes para la recuperación del CO₂, así como las nuevas tecnologías emergentes y la motivación del desarrollo de las mismas. De la misma manera se investigaron los antecedentes de proyectos de este tipo y algunas de las plantas ya existentes con sistema recuperador de CO₂. Dicha investigación se basó en un 70% de búsqueda en Internet, un 20% de revisión bibliográfica y un 10% en consulta a profesores y profesionales familiarizados con procesos químicos.
2. **Selección del método de recuperación de CO₂ a utilizar**: luego de culminada la investigación se tiene suficiente criterio para seleccionar el método y tecnología de recuperación de CO₂ a utilizar, siendo elegido el método de absorción química mediante el uso de la Monoetanolamina (MEA) como solvente. De igual forma, la tecnología elegida como base para realizar las suposiciones y cálculos necesarios fue la marca registrada *ECONAMINE FGTM* perteneciente a la compañía *FLUOR DANIEL Inc.*

3. **Análisis de espacios disponibles en planta:** se realizó un estudio de los posibles lugares en planta capaces de alojar un sistema recuperador de CO₂. Mediante un proceso de descarte se llegó a dos únicas opciones viables de colocación del sistema: alrededores de la chimenea y galpón climatizado, descartándose luego la segunda opción por resultar técnicamente mucho más complicada, y económicamente más costosa; e implementándose una opción híbrida entre las dos.

4. **Cálculo del tamaño y distribución de la planta:** para conocer el tamaño de la planta (capacidad de la planta en Ton de CO₂ al día) que puede ser instalada en los alrededores de la chimenea, se realizó el cálculo del tamaño de los equipos para ocho capacidades distintas que varían entre 25 y 300 Ton/día. Para realizar esto, fue necesario seleccionarlos y luego calcular los flujos en los mismos, basándonos para esto en características de otras plantas ya construidas como: la planta de producción de CO₂ de Praxair ubicada en Cagua, un estudio realizado en la Universidad Simón Bolívar que plantea el diseño de una planta productora de CO₂ y, lo mas importante, los artículos conseguidos en Internet. Luego de conocidos los flujos y temperaturas en cada punto de la planta se procedió a estimar de manera general el tamaño de los equipos, ayudándonos para esto en la bibliografía en cuanto al diseño y selección de equipos químicos y mecánicos. Por último se procedió a realizar la distribución de planta para cada una de las ocho posibles capacidades de planta, resultando la de 75 Ton/día la planta de mayor capacidad en encajar en el espacio disponible.

5. **Análisis técnico de factibilidad:** este análisis incluyó la verificación de la disponibilidad en la central termoeléctrica de los insumos necesarios para la operación de la planta de CO₂, así como la disponibilidad para la eliminación de los desechos acarreados con esta. Por otra parte se estimó el grado de afección por parte del sistema de CO₂ a la central termoeléctrica y al ambiente, resultando el primero bastante aceptable y el segundo completamente nulo.

6. **Análisis económico:** para la realización del análisis económico se estimaron primero todos los costos acarreados por el proyecto, los costos de operación fueron estimados en dólares y al precio local de la planta. Por otra parte, los costos de inversión se obtuvieron por medio de la solicitud de presupuesto a las compañías fabricantes de los sistemas recuperadores de CO₂. Una vez conocidos todos los costos se procedió a realizar el análisis económico, comparando todos los desembolsos a realizar por la instalación, operación y mantenimiento de la planta, con los ingresos provenientes de la venta del producto al precio del mercado.

CAP. II: MARCO TEÓRICO

2.1- GENERALIDADES

El Dióxido de Carbono (CO₂)

El dióxido de carbono es un gas inerte, inodoro e incoloro descubierto por Van Helmont en el año 1577. Se produce en la combustión de todos los combustibles con contenido de carbono y en la fermentación de algunos de éstos, además es producto del metabolismo de los animales y es muy importante en el ciclo de vida de éstos y de las plantas. El mismo está presente en la atmósfera terrestre en cantidades pequeñas, conformando aproximadamente el 0.03 % en volumen de la misma. A pesar de que este gas se encuentra en el aire que respiramos, concentraciones mayores del 5% en volumen pueden causar inconciencia o hasta la muerte en seres humanos. Por otra parte, una sobre concentración del gas en la atmósfera terrestre causa el efecto invernadero, que es el principal responsable del calentamiento global en nuestro planeta.

La *Fig. 2.1* muestra el diagrama de fase del dióxido de carbono. Como se puede observar su punto triple se encuentra a 5,11 atm. y 216,8 K; cualquier aumento en su temperatura cuando se encuentra en estado sólido por debajo de las 5,11 atmósferas producirá eventualmente su sublimación (no pasa por el estado líquido), tal como ocurre con el “hielo seco” (nombre comercial que se le da al CO₂ en estado sólido). No es muy reactivo a temperaturas normales, pero forma ácido carbónico (H₂CO₃) en soluciones acuosas, además forma CO y O₂ cuando se calienta a temperaturas mayores de 1700 °C. Su peso molecular es 44 Kg/Kmol y es imposible su licuefacción aumentando la presión a temperaturas mayores de 31,1 °C.

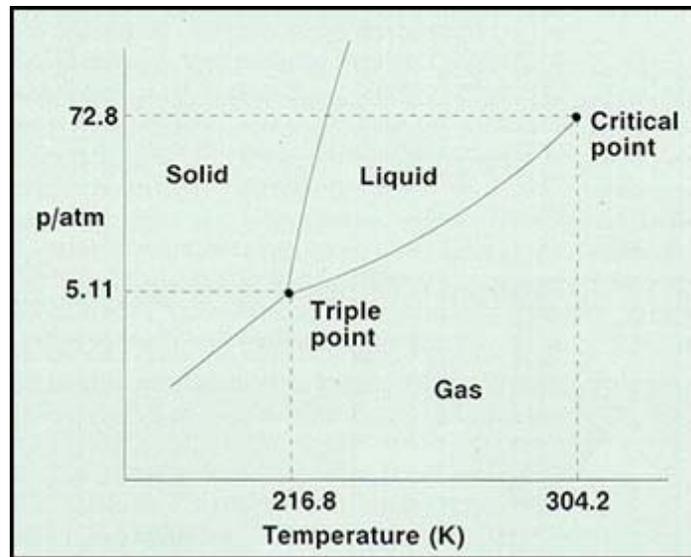


Fig.2.1 Diagrama de fase del dióxido de carbono

El gas carbónico se encuentra en forma gaseosa en condiciones ambientales, en este estado es sumamente útil en aplicaciones tales como la purga de vapores inflamables de tanques y cañerías, debido a que éste no se quema por encontrarse en su estado más oxidado. Por ser inerte, además, provee una atmósfera protectora alrededor de materiales inflamables y alimentos perecederos durante su almacenamiento y transporte.

Como líquido, el CO_2 se produce enfriándolo y comprimiéndolo hasta altas presiones. El líquido que se obtiene es un fluido claro y transparente, con alta capacidad para refrigerar sin dejar residuos.

El CO_2 sólido se produce permitiendo que el CO_2 puro en estado líquido y bajo presión se expanda hasta una presión reducida. Esto produce lo que se denomina “nieve carbónica”, la cual puede comprimirse para darle la forma geométrica deseada. A presión atmosférica, el hielo seco se encuentra a -79°C (-109°F), propiedad que le da alta importancia como refrigerante. De hecho, kilo por kilo, el CO_2 provee 70% mayor capacidad de refrigeración que el hielo de agua, además

que no licua sino que sublima a presión atmosférica, lo que permite una refrigeración mas cómoda operacionalmente.

La *Tabla 2.1* muestra un resumen de las propiedades más importantes del gas carbónico.

Tabla 2.1 Propiedades del dióxido de carbono	
Símbolo molecular	CO ₂
Peso molecular	44,01 gr/mol
Punto triple	-56,6° C (-69,9 °F) y 416,4 kPaa
Temperatura de sublimación a 1 atm.	-78,6 ° C (-109,4 °F)
Temperatura crítica	31,0° C (87.8 °F)
Presión crítica	7.290,4 kPaa (1057,4 psia)
Calor latente de sublimación (1 atm)	572,8 kJ/kg (246,3 BTU/lb)
Gravedad específica respecto al aire seco a 32° F y 1 atm.	1.529
Densidad del vapor a 0° C y 1 atm.	1,978 kg/m ³ (0.123 lb/pie ³)
Densidad del líquido	A -16,7° C: 1.014,6 kg/m ³
	A 26,7 °C: 676,4 kg/m ³
Calor latente del líquido a 16,7°C y 2.078,7 kPag	277,0 kJ/kg (119.1 BTU/lb)
Calor específico del gas a 21,1°C y 1 atm.	0,837 kJ/kg-°C (0.200 BTU/lb-°F)
Viscosidad	A 23,9 °C y 1 atm.: 0.015 cp
	A -32°C y 1atm: 0.085 cp

Usos industriales del anhídrido carbónico

El CO₂ posee una amplia variedad de usos en la industria, a continuación se mencionan algunos de ellos:

Como refrigerante: El CO₂ se usa para enfriar y congelar carnes, verduras y otros alimentos con el fin de mantenerlos frescos durante mas tiempo. Algunos de los sistemas de refrigeración con CO₂ comúnmente usados son los siguientes:

- Túnel de congelamiento: este sistema usa la nieve carbónica para enfriar, subenfriar, refrigerar y congelar verduras, carnes y otros alimentos.
- Túnel de congelamiento con escalones: aprovecha las propiedades de la ventisca de CO₂ para enfriar en forma individual muchos productos alimenticios, evitando la deshidratación y que se adhieran entre si.
- Campanas: estos equipos descargan nieve carbónica sobre carnes rojas o blancas ya envasadas en cajas, antes de su transporte.
- Hielo seco: la nieve carbónica se comprime para formar el hielo seco, se utiliza como el hielo de agua pero en aplicaciones que requieran menor temperatura.
- Soplado de plástico: inyectando CO₂ en moldes de plástico se acorta el tiempo normal de enfriamiento, permitiendo un aumento en la producción.

Como inertizante: Los buques cisterna, barcazas y tanques de almacenaje pueden ser inertizados con CO₂ mientras se realizan reparaciones menores y/o soldaduras. También se utiliza en la inertización de autoclaves químicas, donde se requiere una atmósfera de alta presión no combustible.

Purgado: el CO₂ provee seguridad total durante la reparación de cañerías y envases, purgando los vapores inflamables y reemplazándolos por una atmósfera inerte no combustible.

Almacenaje y traslado de materiales inflamables: provee un manto de gas inerte alrededor de los materiales que los mantiene fuera de su rango de explosividad o flamabilidad.

Extintores de incendios: el CO₂ sofoca el fuego sin dañar o contaminar los materiales. Su utilización es indispensable para extinguir ciertos tipos de fuego.

Como reactante químico: se utiliza como reactante químico en la fabricación de: aspirinas, úrea, hidróxido de aluminio, carbonato de calcio precipitado y de agua de soda o de sifón. Además se usa como reactante químico para el tratamiento de agua y para el riego de tierras de cultivo.

Como presurizador: se utiliza en la limpieza y estimulación de pozos petroleros, llenado de aerosoles y en la industria de las bebidas.

Industria de las bebidas: se utiliza para carbonatar las bebidas no contentivas de alcohol. Este sector presenta aproximadamente el 85% de la demanda de dióxido de carbono en Venezuela.

En la industria cervecera se utiliza para eliminarle el aire a la cerveza, protegerla, desplazarla de un tanque a otro y en la carbonatación de la misma, a la cual se le debe el sabor amargo que la caracteriza.

Además de las mencionadas, el CO₂ también se utiliza en las siguientes aplicaciones:

- Fundición de precisión de cerámica con mercurio congelado
- Refrigerante en reactores nucleares
- Ajuste de piezas metálicas por reducción de temperatura
- Enfriamiento de tornos y máquinas de herramientas

- Secado por congelamiento de plasma sanguíneo, penicilina y otras drogas farmacéuticas.
- Eliminación de verrugas y lunares como escarótico
- Marcaje de ganado por frío
- Endurecimiento de núcleos de pelotas de golf y mangueras
- Templado en frío de metales
- Pruebas a baja temperatura
- Gas protector para soldaduras MIG
- Precipitador de carbonato de plomo en la fabricación de plomo blanco
- Manufactura de tubos de rayos catódicos
- Fijación de tinta en operaciones de imprenta
- Endurecimiento de adhesivos
- Curado de ladrillos refractarios
- Fabricación de moldes para lingotes
- Fabricación de catalizadores
- Inflado de neumáticos (para acrecentar su vida)
- Fuente de energía por presión
- Detección de fugas o pérdidas en líneas
- Agente espumante en la manufactura de plásticos vinílicos, goma espuma y poliuretano.
- Promotor de lluvia
- Refinación de platino siliconado
- Mataderos industriales
- Preparación de productos hidrogenados de aceite de pescado
- Estimulante respiratorio en hospitales
- Envasado de pinturas
- Envasado de alimentos enlatados
- Calibración de equipos
- Terapia para psiconeurosis
- Almacenamiento de semen animal
- Efectos teatrales

Como puede observarse, resulta sumamente extensa la cantidad de usos comerciales que posee el dióxido de carbono, sin embargo la demanda de este producto no está distribuida uniformemente para cada una de sus aplicaciones, en la *Tabla 2.2* se compara la demanda de CO₂ para los diferentes sectores de la industria venezolana.

Tabla 2.2 Distribución del uso del CO₂ en Venezuela	
Renglón	Porcentaje de demanda de CO₂
Bebidas Carbonatadas	85%
Refrigeración	10%
Presurización	2%
Inertización	1,5%
Otras aplicaciones	1,5%

Fuentes de CO₂

A continuación se mencionan las distintas formas de obtención de CO₂:

Naturalmente

- Pozos de CO₂

Como Sub-producto Industrial

- Fermentación Alcohólica (proceso realizado en cervecerías)
- Producción de Amoníaco
- Hornos de Cal

A partir de Gases de Escape mediante Procesos de Recuperación:

- Plantas alimentadas por combustibles fósiles
- Plantas de Cemento
- Hornos industriales

- Gases de escape de motores
- Cualquier otro proceso de combustión

El CO₂ como subproducto industrial se produce espontáneamente como parte del proceso. Este es el caso de la fermentación alcohólica llevada a cabo en una de las etapas en la elaboración de la cerveza, el CO₂ generado en la fermentación es reinyectado en otros procesos para la carbonatación, protección y traslado de la cerveza de un tanque a otro.

Por otra parte, si se desea obtener CO₂ a partir de gases de escape, es necesario un proceso de separación y recuperación del mismo. Esto, por supuesto, incrementa el costo de obtención del gas.

2.2- TÉCNICAS DE SEPARACIÓN DE CO₂

A continuación se presentan las distintas técnicas disponibles para la separación de CO₂ de una corriente de gases:

2.2.1- Método de Absorción

La absorción es una operación unitaria en la cual componentes solubles de una mezcla de gases son disueltos en un líquido, la operación inversa es denominada desorción o regeneración (“stripping”). Al igual que en los procesos de destilación, se hace uso de equipos especiales para asegurar un íntimo contacto entre las fases líquida y gaseosa. La idea es que sólo el o los componentes que se quieran separar de la mezcla de gases sean solubles en el solvente a la presión y temperatura a la que se encuentran.

- **Absorción Física:** consiste en disolver el componente en un solvente físico. En caso que el componente a disolver sea el CO₂, los solventes más comúnmente utilizados son: Selexol (dimetiléter de polietileno glicol) y Rectisol (metanol frío).

Como la solubilidad de éstos aumenta a altas presiones y bajas temperaturas, este método debe utilizarse bajo esas condiciones.

- **Absorción Química:** consiste en disolver el componente en un solvente químico. Para disolver el CO₂, el solvente más utilizado es la Monoetanolamina (MEA). La absorción química de CO₂ con este tipo de aminas se realiza óptimamente a temperaturas cercanas a los 50° C y a presión atmosférica.

2.2.2- Método de Adsorción

A diferencia de la absorción, la adsorción no se basa en absorber un gas mediante un solvente, sino en la adherencia del mismo a una superficie sólida (en el caso de la adsorción de CO₂). Los sistemas gas-sólido utilizados para la adsorción de CO₂ emplean camas de alúmina, zeolita o carbón activado. La adsorción se realiza mediante la atracción física entre el gas y partículas activas en el sólido.

2.2.3- Método Criogénico

En este proceso, el CO₂ se separa físicamente del resto de los componentes mediante su condensación a temperaturas criogénicas utilizando un solvente. Las etapas que se llevan a cabo en el proceso para lograr este fin son: compresión, secado, enfriamiento, condensación y destilación para minimizar el acarreo de O₂ en el CO₂ líquido. Este proceso encuentra dificultades para separar el metano del CO₂, además presenta inconvenientes con el agua, por lo que la mezcla debe ser completamente secada antes de tratarse.

2.2.4- Separación por Membranas

Existen dos tipos de proceso de separación por membrana con potencial para recuperar el CO₂: *Separación* y *Absorción*, ambos mediante membranas. El primero se basa en la diferente interacción física y química entre los distintos

componentes de la mezcla de gases con el material de la membrana, causando que un componente se permeabilice mas rápido que otro a través de ésta. Generalmente la pureza que se logra con este proceso es baja, por lo que requiere de múltiples etapas que incrementan los costos del mismo.

El proceso de absorción mediante membranas utiliza éstas como dispositivo de contacto entre el flujo de gas y el líquido absorbente que fluye del otro lado. En contraste con la separación por membranas, en la absorción no se necesita ningún tipo de reactividad entre los componentes de la mezcla de gases y las membranas, sino entre ésta y el solvente.

Para la realización eficiente de cualquiera de estos dos procesos, es necesario cierto nivel de presión en la corriente de gases, por los que se requiere el uso de un compresor para la operación de este sistema, lo cual representa un alto incremento en los costos del mismo.

2.3- COMPARACIÓN ENTRE LAS DISTINTAS TÉCNICAS DE SEPARACIÓN DE CO₂

Las diferentes técnicas de captura de CO₂ están predominantemente influenciadas por la concentración o presión parcial del gas a ser tratado. Partiendo de esta premisa, algunas técnicas se descartan para la separación de CO₂ de gases de escape en centrales termoeléctricas, y mas específicamente en ciclos a vapor, debido a las características de sus gases de escape, en los cuales la presión es cercana a la atmosférica y la concentración de CO₂ se encuentra entre el 9 y 13% en volumen. En estas condiciones se tiene una presión parcial del gas entre 0.1 y 0.15 atmósferas.

Con las condiciones existentes en una central a vapor, de antemano se pueden descartar el método de absorción física y el criogénico. El primero de ellos porque requiere una presión parcial del gas a separar mayor a la atmosférica, lo que

significa que antes de la absorción se debe elevar la presión de la corriente de gases mediante el uso de un compresor a más de 10 atm. Esta condición eleva los costos de operación del sistema de una manera tal que lo deja fuera de consideración para aplicarse en centrales térmicas a vapor. Lo mismo ocurre con el método criogénico que requiere compresión de la corriente de gases, con el agravante de que también requiere del secado y enfriamiento de los mismos a temperaturas criogénicas.

En la *Tabla 2.3* se muestran los resultados del estudio realizado por la “IEA Greenhouse Gas R&D Programme” (Programa de Gases de Invernadero IEA) sobre el efecto en la eficiencia, costo de la energía generada y costo por tonelada de CO₂ que se evita enviar a la atmósfera, para los distintos métodos de recuperación. Para el estudio se tomó como referencia una Planta Termoeléctrica a Vapor que utiliza como combustible carbón pulverizado y que posee un Sistema de Desulfurización de los Gases de Escape.

Tabla 2.3 Comparación entre los distintos métodos de recuperación de dióxido de carbono				
Tipo de sistema Recuperador	Eficiencia (%)	Costo de la energía (\$*10⁻³/ KWh)	Costo del CO₂ recuperado (\$/Ton)	Emisión de CO₂ (gr de CO₂/ KWh)
Planta Base	40	49.0	-	829
Membranas	31	77.6	45.0	194
Memb. & (MEA)	30	74.7	42.3	222
Absorción(MEA)	29	74.0	35.0	116
Adsorción	28	114	84	57

El primer proceso que se descarta tomando en cuenta los resultados contenidos en la *Tabla 2.3* es el de Adsorción, pues a pesar de remover la mayor cantidad de CO₂ (de 829 a 57 gr de CO₂/KWh) es el que produce la mayor caída en la eficiencia (de 40 a 28%), el mayor incremento en el costo específico de la energía

generada (de 4.9 a 11.4 $\$*10^{-3}/KW-h$) y el mayor costo por tonelada de CO_2 recuperada (84 dólares/tonelada).

Luego de este descarte, quedan tres opciones competitivas: el método de membranas, el de absorción con MEA y el método de membranas & MEA que es una fusión de ambos. A pesar de que el método de membranas es el que ocasiona la menor caída en la eficiencia del ciclo, no es capaz de recuperar la misma cantidad de CO_2 que el de Absorción con MEA, resulta 10 dólares/tonelada de CO_2 recuperada mas caro y lo mas importante, el aumento en el costo específico de la energía generada es mayor.

Con la fusión de ambos métodos se compensa el aumento en el costo específico de la energía generada, sin embargo, sigue siendo 0.07 centavos de dólares mas caro que con MEA sólo y la cantidad de CO_2 que se puede recuperar es aun menor.

Sin lugar a dudas, la opción mas atractiva resulta ser el método de absorción mediante el uso de Monoetanolamina (MEA). Otra ventaja de éste método es que su uso está comprobado, pues ha sido utilizado para la recuperación de CO_2 de gases de escape de centrales termoeléctricas desde hace unos 15 años.

2.4- RECUPERACIÓN DE CO_2 MEDIANTE ABSORCIÓN QUÍMICA CON MEA

Este método consiste en la absorción selectiva del CO_2 producido en la combustión a través de una solución de Monoetanolamina (MEA) en agua. La MEA solo es capaz de absorber el CO_2 de la mezcla de gases a la presión y temperatura de trabajo.

Este método consta en líneas generales de 5 procesos principales, cada uno de ellos antecedido o precedido por procesos auxiliares. Los procesos principales son los siguientes:

1. Absorción selectiva de los gases de combustión
2. Desorción del CO₂ absorbido
3. Compresión del CO₂
4. Purificación del CO₂
5. Licuefacción del CO₂

A continuación se describe más detalladamente el proceso completo:

Lavado y enfriamiento: ésta es la primera operación que se realiza con los gases de escape, en la cual éstos fluyen hacia la torre de lavado donde se lavan y enfrían mediante el rociado de agua en contraflujo. Con esta operación se permite que los gases tengan la temperatura y pureza necesaria para entrar en la torre de absorción.

Absorción selectiva de los gases de combustión: al salir de la torre lavadora, los gases son introducidos mediante un ventilador a la torre de absorción; estos entran a la torre por su parte inferior mientras que la MEA en estado líquido es introducida por la parte superior de la misma en forma de lluvia, de manera que ambos fluidos circulen en contraflujo. La unión Amina-CO₂ se produce por la atracción química existente entre los elementos ácidos (CO₂) y los alcalinos (amina).

Los gases no absorbidos por la amina como hidrógeno, oxígeno, monóxido de carbono y el dióxido de carbono que la amina no pudo absorber, son expulsados por la parte superior de la torre al ambiente, fluyendo éstos hacia arriba por su menor densidad, mientras que la amina rica en CO₂ fluye por la parte inferior de la torre.

Calentamiento de la amina rica: al salir de la torre de absorción, la MEA rica pasa por la bomba de MEA rica donde es aumentada su disponibilidad, para luego entrar en el intercambiador de calor de amina Rica-Pobre. En éste es elevada la

temperatura de la misma utilizando como fluido caliente la amina pobre proveniente del regenerador.

Regeneración de la amina: al salir del intercambiador de calor, la amina rica pasa a la parte superior del desorbedor donde entra en contacto con los vapores de amina provenientes del rehervidor; de esta manera se produce la descomposición de la amina rica permitiendo la liberación del CO_2 en forma de gas, el cual por su baja densidad fluye a la parte superior de la torre desorbedora. Al mismo tiempo, la amina pobre con algún remanente de CO_2 fluye al rehervidor, que es un intercambiador de calor que utiliza como fluido caliente vapor proveniente del generador de vapor para calentar la amina hasta vaporizarla; esta, al salir del rehervidor y ponerse en contacto con la amina rica, vaporiza el CO_2 que contiene, al tiempo que ella se condensa y fluye a la parte inferior de la torre regeneradora.

La amina pobre en CO_2 (regenerada) fluye hacia el intercambiador de calor de amina pobre-rica donde se enfría con la amina rica proveniente de la torre de absorción, luego pasa a la bomba de amina pobre para ser introducida en otro intercambiador que utiliza como fluido frío el agua a temperatura ambiente, esto permite que la amina pobre tenga la temperatura requerida para entrar de nuevo a la torre de absorción. Luego la amina pasa por una serie de filtros que eliminan ciertas impurezas que ésta pueda haber absorbido de los gases de combustión, para luego ser reintroducida en la torre de absorción y de esta manera cerrar el ciclo de la amina.

Compresión del CO_2 : el dióxido de carbono que fluye por la parte superior de la torre de regeneración, pasa luego por un intercambiador de calor que utiliza agua como fluido frío y por un filtro eliminador de impurezas y humedad para ser introducido en la primera etapa de compresión. La compresión se realiza en varias etapas (alrededor de 2 ó 3) con interenfriamientos, las primeras etapas utilizan agua como fluido frío en los intercambiadores de calor, mientras que las últimas

utilizan fluidos refrigerantes como amoníaco debido a las bajas temperaturas a las que se almacena el CO₂ en estado líquido. Entre las etapas de compresión del CO₂ se realiza la purificación y secado del mismo.

Purificación: el CO₂ que ha de utilizarse en la industria alimenticia requiere una pureza de aproximadamente 99.9%, por lo que debe pasar por un proceso de purificación. Dicho proceso se realiza generalmente luego de la primera etapa de compresión, pasando el CO₂ por una torre de permanganato, la cual realiza el lavado del gas absorbiendo las impurezas; luego se pasa el mismo a una torre de agua que elimina las trazas de permanganato remanentes. La purificación del gas también es realizada por los filtros lavadores y secadores que se colocan luego de cada etapa del proceso con el fin de eliminar las impurezas y humedad que éste pueda adquirir en su paso por los diferentes equipos.

Secado: entre las últimas etapas de compresión, el CO₂ es pasado por los secadores, los cuales eliminan cualquier líquido y humedad existente en el mismo.

Licuefacción: luego de la última etapa de compresión, el CO₂ pasa por las últimas etapas de enfriamiento, donde por medio de un fluido refrigerante se realiza la condensación y enfriamiento final del fluido. El proceso termina pasando el CO₂ por medio de una tubería aislada a los tanques donde éste es almacenado en forma de líquido a una temperatura alrededor de $-18,2^{\circ}\text{C}$ (0°F) y una presión de 2.068,4 kPaa (300 psia).

2.5- PROCESO ECONAMINE FG™

El proceso Econamine FG es el más utilizado hoy en día para la recuperación de CO₂ a partir de gases de escape. Este proceso posee las mejores características para aplicaciones en centrales termoeléctricas como baja energía de regeneración del solvente, posibilidad de usar acero al carbón en los equipos y tolerancia de

gases corrosivos. Puede recuperar de 85 a 95% del CO₂ en los gases tratados con una pureza del 99,95%, apto para el consumo en la industria alimenticia.

Este proceso fue desarrollado originalmente por *Dow Chemical* y *Union Carbide* a finales de los años 70, principalmente para el mercado de la recuperación de petróleo mejorado. Cuando el precio del crudo cayó dramáticamente en el año 1986, el mercado de la recuperación de petróleo mejorado desapareció y la licencia perdió valor. Dow Chemical vendió su proceso GAS/SPEC FT-1™ a *Fluor Daniel, Inc.* en 1989, quienes renombraron la tecnología como *Econamine FG™*. Veinte plantas comerciales fueron instaladas entre 1989 y 1999, entre las cuales 10 son de capacidades mayores a las 60 toneladas diarias de capacidad.

El anexo A.1 contiene una tabla en la cual se muestra las plantas comerciales recuperadoras de CO₂ de gases de escape que utilizan el proceso Econamine FG™ de Fluor Daniel.

2.6- TEORÍA ECONÓMICA A UTILIZAR

En el Capítulo VI se realiza el análisis económico de factibilidad del presente proyecto. A continuación se describe la teoría económica del Valor Presente Neto (VPN) a utilizar en la realización de dicho análisis.

2.6.1- Conceptos Fundamentales

Rendimiento: El rendimiento de una inversión durante un período es igual a sus utilidades durante el período más su aumento (o disminución) en valor, dividido entre su valor inicial:

$$\text{Rendimiento} = \frac{\text{Flujo..de..efectivo} + (\text{Valor..final} - \text{Valor..inicial})}{\text{Valor..inicial}} \quad [\text{Ec. 2.1}]$$

Rendimiento obtenido: es la tasa de rendimiento que realmente se ganó por una inversión en un período dado. El rendimiento obtenido depende de cuáles sean los flujos de efectivo futuros después de hacer la inversión. Este rendimiento es el resultado de haber tomado la decisión de invertir, no se puede modificar.

Rendimiento esperado: es la tasa de rendimiento que se espera obtener si se hace la inversión.

Rendimiento requerido: es la tasa de rendimiento que refleja con exactitud la riesgosisdad de los flujos de efectivo futuros esperados. Éste es el rendimiento que el mercado requeriría de una inversión con riesgo idéntico.

Valor presente neto (VPN): es la diferencia entre lo que vale un activo (el valor presente de sus flujos de efectivo esperados) y su costo.

$$VPN = Valor..presente..de..los..flujos..de..efectivo..futuros..esperados - Costo \quad [Ec.2.2]$$

Un VPN positivo aumenta la riqueza, pues el activo vale más de lo que cuesta. Un VPN negativo reduce la riqueza porque el activo cuesta mas de lo que vale. Una decisión que devenga $VPN = 0$ es justa, pues esta devenga el rendimiento requerido. De manera que los proyectos de inversión con $VPN \geq 0$ se justifican económicamente, mientras que los proyectos de inversión con VPN menor que cero no se justifican económicamente.

Cálculo del VPN:

$$VPN = \sum_{t=0}^n \frac{FE_t}{(1+r)^t} \quad [Ec.2.3]$$

Donde: VPN = Valor Presente Neto FE = Flujo de Efectivo n = Número de periodos (Ej. Años) t = Período r = Tasa de descuento (Rendimiento requerido)
--

Tasa interna de rendimiento (TIR): es la tasa de descuento que hace que el valor de todos los flujos de efectivo esperados en un proyecto sumen cero (rendimiento esperado). Si el rendimiento requerido (r) es igual al rendimiento esperado (TIR), el valor presente neto es igual a cero.

$$\sum_{t=0}^n \frac{FE_t}{(1 + TIR)^t} = 0 \quad [Ec. 2.4]$$

CAP. III: DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA RECUPERADORA DE CO₂ PROPUESTA

En el presente capítulo se describen el sistema recuperador de dióxido de carbono a instalar y los equipos contenidos en el mismo, se explica la función que cumple cada uno de ellos, además de los fluidos de trabajo y el estado termodinámico en que se encuentran en los diferentes puntos del sistema.

3.1- PARTICULARIDADES DEL DISEÑO DE UNA PLANTA RECUPERADORA DE CO₂

Para la caracterización del proceso de recuperación de CO₂ nos basaremos en el proceso patentado mas utilizado comercialmente en los últimos años, éste es “*The Econamine FG Process*” (Proceso de Econamina FG), también conocido como *GAS/SPEC FT-1TM*.

La recuperación de CO₂ de gases de escape es muy diferente de otros tratamientos para la obtención de CO₂. Este proceso se realiza a bajas presiones parciales de CO₂ y debe ser capaz de tolerar y tratar oxígeno, óxidos de nitrógeno (NO_x), óxidos de azufre (SO_x), hollín y cenizas. A continuación se discuten los principales factores de diseño de los sistemas de recuperación de CO₂ de los gases de escape y más específicamente los sistemas con aminas.

Baja presión parcial de CO₂

Los gases producto de la combustión poseen una presión parcial de CO₂ muy baja, esto es debido a que se encuentran disponibles a presiones cercanas a la atmosférica y en concentraciones cercanas al 10% en volumen de CO₂. Los únicos solventes comerciales lo suficientemente activos para recuperar el CO₂ diluido de gases a presión atmosférica son la *Monoetanolamina (MEA)* y otras

aminas primarias como las *Hindered Amines*, recientemente desarrolladas por las industrias japonesas.

Energía de regeneración

Los procesos de absorción que son efectivos a bajas presiones son aquellos que poseen la mayor energía de reacción y que requieren la mayor energía de regeneración. El reto en el diseño es minimizar la energía de reacción seleccionando un solvente con energía de regeneración relativamente baja y usar un bajo nivel de calor para proporcionar ésta energía.

Oxígeno

El oxígeno puede causar corrosión y degradación del solvente. El uso de acero al carbón en los equipos y tuberías es deseable desde del punto de vista de costos, pero éste puede corroerse rápidamente y degradarse excesivamente en un ambiente con presencia de oxígeno. Para contrarrestar los efectos causados se utiliza un inhibidor, éste reduce los efectos de corrosión así como el de degradación de la amina. Para mantener la actividad del inhibidor es conveniente mantener los niveles de oxígeno en los gases a tratar por debajo del 1,5% de concentración en volumen.

Otros procesos alternativos utilizados para evitar estos daños son el uso de costosas aleaciones de acero, o la remoción de todo el oxígeno con la combinación de hornos trabajando en condiciones cercanas a las estequiométricas con aprovechamiento del vapor residual y reactores catalíticos. Sin embargo, estos últimos son factores que difícilmente se pueden modificar cuando la planta, fuente de gases de escape, ya está construida.

SO_x

Los gases de escape pueden contener cantidades significativas de SO_x, a menos que se queme gas natural o gases con bajos contenidos de sulfuro. El SO_x reacciona irreversiblemente con la MEA produciendo sales corrosivas no

regenerables que son muy perjudiciales en la operación de la planta. Para los procesos basados en la MEA es menos costoso instalar un “scrubber” de SO_x (equipo lavador eliminador de azufre) que aceptar las pérdidas de solvente cuando los gases de escape poseen mas de 10 ppm de SO₂. De manera que cualquier sistema que maneje gases producto de la combustión de “fuel-oil” debe poseer un sistema desulfurizador de los gases de escape.

El trióxido de azufre (SO₃) también representa un problema; al igual que el SO₂, ocasiona pérdidas de solvente debido a la formación de sales no regenerables, pero además produce un aerosol corrosivo de H₂SO₄ en “scrubbers” con agua. Además, menos de un tercio de SO₃ es eliminado en el “scrubber” de SO_x, a menos que se utilice un eliminador de humedad especial. Afortunadamente sólo un pequeño porcentaje del SO_x es SO₃, de cualquier manera ese porcentaje es una función de la composición del combustible, de la combustión y de los factores de procesamiento de los gases de escape.

Ceniza

La ceniza en el solvente puede causar formación de espuma en la torre de absorción y desorción, erosión, corrosión de grietas e incrementa las pérdidas de solvente por degradación química y asociación física con el lodo removido.

Las partículas deben ser removidas corriente arriba de la torre de absorción. La planta Ampliación Tocoa produce unos 140 kg/hr de partículas, lo que es equivalente a 0,34 granos de partículas/Spie³, éstas deben ser disminuidas a unos 0,006 granos/Spie³, unos 2,5 kg/hr de partículas.

Hollín

El hollín presenta un especial problema en la torre de absorción. El hollín derivado de la quema de gas natural o “fuel-oil” bastante ligero no causa problemas y pasa sin ocasionar daños a través de la torre de absorción. Sin embargo, el hollín derivado de la quema de carbón o “fuel-oil” pesado estabiliza unos vapores de

amina bajo la zona de absorción que no es capturada en la zona de lavado con agua de la torre. Por lo tanto, un eliminador de humedad especial debe ser utilizado en la torre de absorción para capturar los elementos miniatura de vapores de amina.

NO_x

Los óxidos de nitrógeno nunca han creado problemas en las unidades de Econamine FG, sin embargo han ocasionado corrosión del acero y degradación de la amina en otras plantas. La mejor manera de disminuir el NO_x es controlando la máxima temperatura de llama en la caldera, pero cualquier equipo de reducción del NO_x beneficiará el proceso de absorción. El agente más dañino del NO_x es el NO₂, que reacciona para formar ácido nítrico en el solvente y sales estables calientes. Sin embargo menos del 10% del NO_x es NO₂ y sólo una fracción de éste es absorbida por el solvente. El NO_x puede ser un problema en el producto final del CO₂ si va a ser utilizado para la industria alimenticia, por lo que debe ser eliminado en la sección de purificación.

Alta temperatura de los gases de escape

Las altas temperaturas de los gases de escape pueden causar la degradación del solvente y disminuir la eficiencia de absorción. Los gases deben ser enfriados hasta una temperatura cercana a los 37,7° C (100° F) para evitar la degradación.

3.2- PLANTA RECUPERADORA DE CO₂ PROPUESTA

A continuación se muestra y describe la propuesta de planta recuperadora de CO₂ para los gases de escape. En la *Fig. 3.1* se muestra un dibujo esquemático del proceso, mientras que la *Fig. 3.2* muestra el diagrama de flujo específico de la planta. La *Tabla 3.1* contiene el código de cada equipo presente en el diagrama de flujo y en la *Tabla 3.2* se lista la composición, flujo y estado termodinámico de los fluidos que pasan por cada uno de los puntos enumerados en el diagrama de flujo.

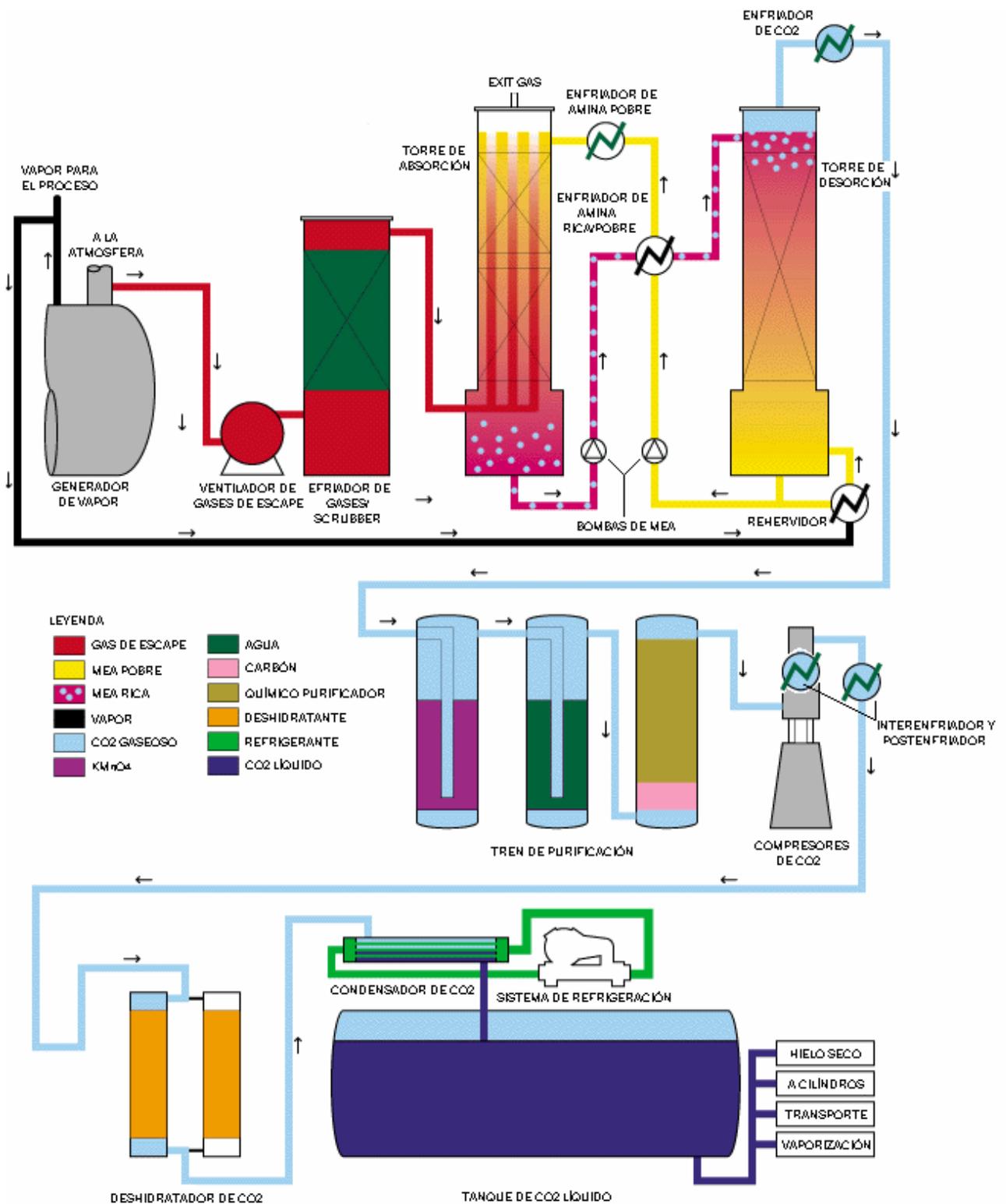


Fig. 3.1 Dibujo esquemático de la planta de CO₂

Tabla 3.1 Leyenda de equipos	
Código	Equipo
E-1	Intercambiador enfriador de amina
E-2	Rehervidor
E-3, E-4, E-5	Enfriadores de CO ₂
EX-1	Intercambiador de amina rica-pobre
G-1	Equipo de refrigeración
J	Bombas
JC-1, JC-2	Compresores
L-1	Filtro de agua
L-2	Separador de Condensado
L-3	Unidad desodorizante y filtro de polvo
L-4	Secador de CO ₂
S-1	“scrubber” de SO _x
T-101	Torre de absorción
T-102	Torre de desorción
T-103	Torre de lavado con agua
T-104	Torre de lavado con permanganato
T-105	Torre de enfriamiento
TB-1	Ventilador de gases de escape
TK-1	Tanque de almacenamiento de amina de reposición
TK-2	Tanque de almacenamiento de permanganato de reposición
TK-3	Tanque de almacenamiento de CO ₂

Tabla 3.2 Estado y flujos en cada punto de la planta para 75 toneladas diarias de capacidad

Nº	P (atm)	T (° C)	\dot{m} (kg/hr)	CO ₂ (kg/hr)	MEA (kg/hr)	H ₂ O (kg/hr)	N ₂ (kg/hr)	KMnO ₄ (kg/hr)	Refrigerante (kg/hr)
1	1,02	150,0	21.800	3.475		1.985	16.340		
2	1,00	35,0	21.800	3.475		1.985	16.340		
3	1,20	37,8	21.800	3.475		1.985	16.340		
4	1,00	46,1	190.640	3.125	28.125	159.390			
5	2,04	46,1	190.640	3.125	28.125	159.390			
6	1,84	87,8	190.640	3.125	28.125	159.390			
7	1,00	100,3	229.020	680	34.251	194.091			
8	1,00	115,6	41.505	680	6.124	34.700			
9	1,00	115,6	187.518		27.791	159.390			
10	2,04	115,6	187.518		27.791	159.390			
11	1,84	73,2	187.518		27.791	159.390			
12	1,63	62,8	187.518		27.791	159.390			
13	1,00	60,0	18.668	343	1	1.985	16.340		
14	0,88	104,4	8.550	3.125		5.425			
15	0,88	104,4	5.425			5.425			
16	1,97	104,4	3.125	3.125					
17	1,84	37,8	3.125	3.125					
18	1,77	37,8	3.127	3.127				2	
19	1,77	35,0	3.127	3.127		2			
20	1,70	35,0	3.125	3.125					
21	6,80	148,9	3.125	3.125					
22	6,67	37,8	3.125	3.125					
23	22,45	132,2	3.125	3.125					

CAPÍTULO III DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA RECUPERADORA DE CO₂ PROPUESTA

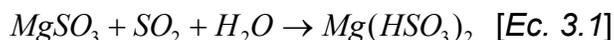
Nº	P (atm)	T (° C)	m (kg/hr)	CO ₂ (kg/hr)	MEA (kg/hr)	H ₂ O (kg/hr)	N ₂ (kg/hr)	KMnO ₄ (kg/hr)	Refrigerante (kg/hr)
24	22,18	37,8	3.125	3.125					
25	21,90	37,8	3.125	3.125					
26	21,63	-23,3	3.125	3.125					
27	20,41	-17,8	-	-					
28	1,22	32,2	164.685			164.685			
29	1,22	32,2	36.500			36.500			
30	1,02	48,9	36.500			36.500			
31	1,22	32,2	117.200			117.200			
32	1,02	48,9	117.200			117.200			
33	1,22	32,2	3.814			3.814			
34	1,02	48,9	3.814			3.814			
35	1,22	32,2	2.654			2.654			
36	1,02	48,9	2.654			2.654			
37	1,22	32,2	4.521			4.521			
38	1,02	48,9	4.521			4.521			
39	1,02	48,9	164.685			164.685			
40	1,22	32,2	3.402			3.402			
41	1,22	32,2	32		5	27			
42	2,79	131,7	5.404			5.404			
43	2,59	131,7	5.404			5.404			
44	1,22	32,2	2					2	
45	1,22	32,2	3.402					3.402	
46	1,22	32,2	2			2			
47	1,22	32,2	3.402			3.402			

3.3- DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS

A continuación se describen los equipos que conforman la planta en el orden en que circulan los fluidos de trabajo en la misma, a manera de entender el proceso:

“Scrubber” de SO_x (S-1)

Los gases de escape producto de la quema de “fuel oil” poseen un alto contenido de óxidos de azufre SO_x conformados principalmente por el SO₂. Este es un compuesto que, en altas concentraciones como las que se encuentran en gases de escape producto de la quema de carbón (hasta 5000 ppm) o “fuel oil” (650 ppm), causa la rápida degradación de la MEA. De aquí que la concentración debe ser disminuida a menos de 10 ppm para que ésta pueda ser manejada por la solución de amina. Esto se logra por medio del “scrubber”, dispositivo que agrega una mezcla de agua y un compuesto químico que neutraliza los óxidos de azufre precipitándolos en forma de cal hasta el fondo del mismo. La reacción que se produce es la siguiente:



Esta es la reacción típica del sistema con óxido de magnesio (sistema que asumiremos en el estudio de nuestra planta) uno de los mas utilizados para éstas aplicaciones; también existen sistemas basados en amina y en óxido de sodio. Por otra parte también existen sistemas combinados que remueven SO₂ y NO_x, así como sistemas removedores en ciclos regenerativos que no producen desechos. Sin embargo, la tecnología necesaria para estos procesos todavía resulta muy costosa para éstas aplicaciones.

En la *Fig. 3.3* se muestra el “scrubber” de SO_x. Los gases de escape salen por la extracción en el ducto que da hacia la chimenea de la unidad generadora de vapor y son introducidos al “scrubber” por la parte inferior. Aquí fluyen en contracorriente con el agua y el compuesto químico neutralizante, realizándose de esta manera la reacción química que forma el nuevo compuesto que se precipita hacia la parte inferior del “scrubber”, donde se almacena hasta ser removido y llevado hasta la

zona de depósito de desechos. Al mismo tiempo el resto de los gases fluyen por la parte superior hasta la salida, donde ya se encuentran libres de SO₂ y SO₃ de un 90 a un 95%.

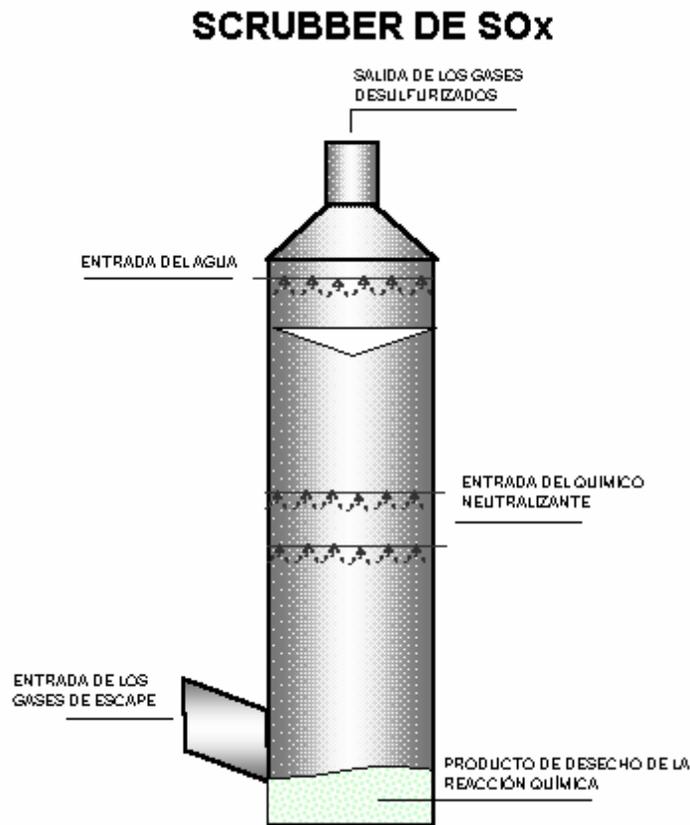


Fig. 3.3 Dibujo esquemático de un "Scrubber" de SO_x

La otra función que cumple el "scrubber" de SO_x es la de lavado y enfriamiento de los gases de escape. Por lo general esta función es realizada por una torre de agua de intercambio de calor por contacto directo, sin embargo, cuando el sistema tiene la necesidad de utilizar un "scrubber", éste puede cumplir las funciones de dicha torre. Aquí se disminuye la temperatura a los gases de escape hasta poco menos de los 37,7° C (100° F) permisibles para ingresar a la torre de absorción, esto se logra rociando el agua necesaria para lograr la reacción química con el

agente neutralizante, mas el excedente necesario para lograr la temperatura deseada. Además, el agua de enfriamiento atrapa las partículas que traen consigo los gases de escape precipitándolas hasta el fondo del “scrubber” reduciendo el número de partículas hasta el límite permisible manejable por el sistema.

Ventilador de gases de escape (TB-1)

Este equipo se encarga de introducir los gases de escape a la torre de absorción y proporcionarles el diferencial de presión que necesitan para fluir dentro de ésta.

Torre de absorción (T-102)

La torre de absorción es la que se encarga de realizar la separación entre el CO₂ y el resto de los gases que componen la mezcla; dichos gases entran a la torre por la parte inferior donde fluyen en contracorriente con la solución de amina en agua que es rociada por la parte superior. Esta solución absorbe químicamente el dióxido de carbono formando lo que se llama *solución de amina rica en CO₂* que cae en forma de lluvia hasta la bandeja colectora de la parte inferior, aquí es succionada por una bomba a la torre de desorción. Los gases de escape que no fueron absorbidos dentro de la torre fluyen hasta la parte superior donde son ventilados a la atmósfera, en lo que se denomina “*exit gas*” (ver fig. 3.4). Con estos gases también fluye cierta cantidad de CO₂ que no pudo ser absorbido por la solución de MEA.

Mientras menor sea la temperatura de operación de la torre de absorción más eficiente será la transferencia de masa entre el gas y el líquido. Sin embargo, la temperatura de los gases de escape no debe disminuir de los 37,8°C (100° F) para evitar la condensación de hidrocarburos dentro de la torre que perjudicaría dicha transferencia.

La torre esta conformada por una carcasa cilíndrica de acero rellena por unos anillos de material polimérico poroso que aumentan el área de contacto gas-

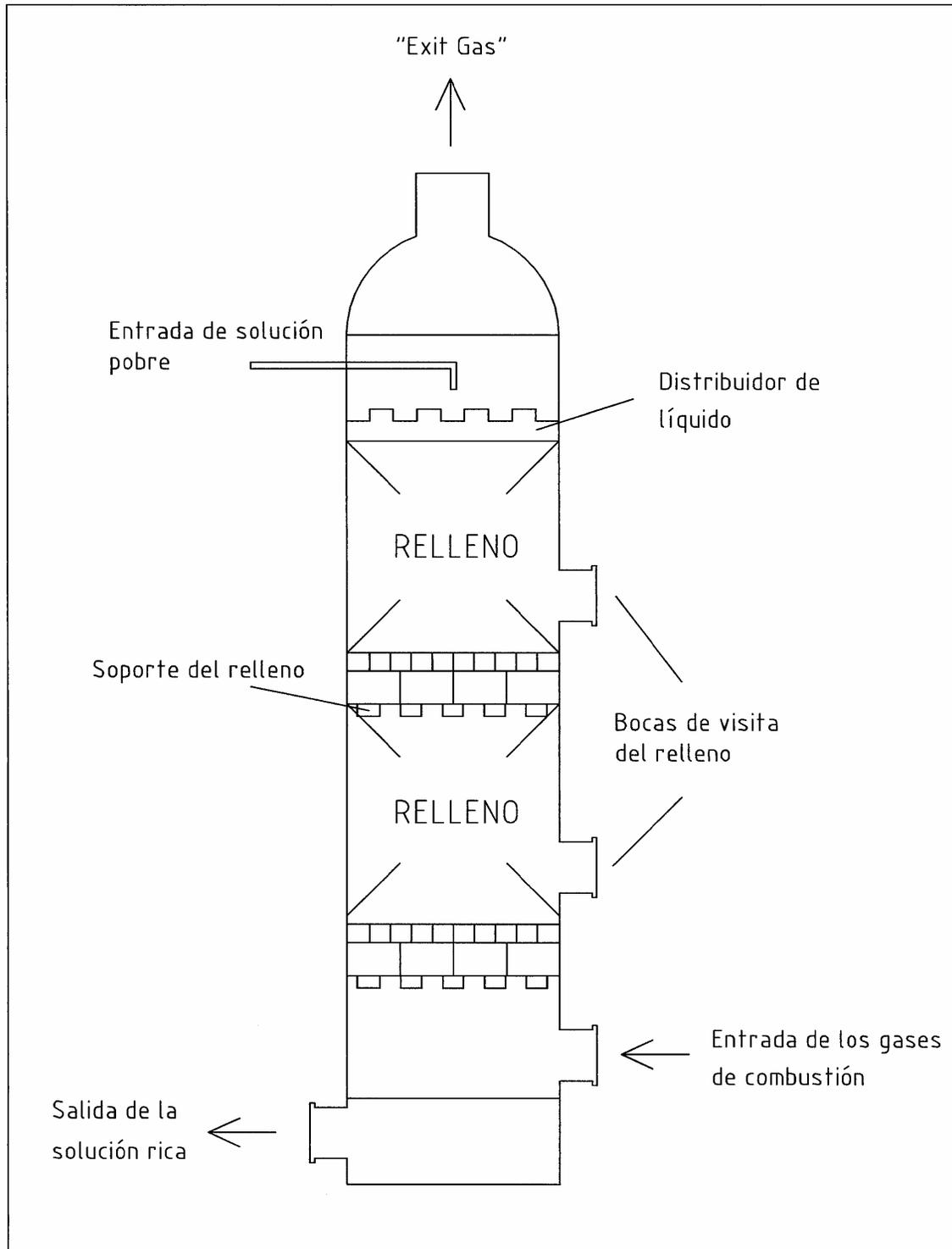


Fig. 3.4 Dibujo esquemático de la torre de absorción

líquido. Para una planta con una capacidad de 75 Ton/día las dimensiones aproximadas de esta torre son: 1.6 m de diámetro y 25 m de altura.

Intercambiador de calor de amina rica-pobre (EX-1)

Este es un intercambiador de calor líquido-líquido de flujo cruzado de carcasa y tubos. Aquí la amina rica en CO₂ proveniente de la torre de absorción es calentada antes de entrar a la torre de desorción. El fluido caliente del mismo es la *amina pobre* en CO₂ proveniente del rehervidor, que debe ser enfriado antes de ingresar nuevamente a la torre de absorción.

Torre de desorción (T-103)

Este es el lugar donde se regenera la amina, separando el CO₂ de ésta. La solución proveniente del intercambiador de amina rica-pobre entra por la parte superior de la torre a unos 87,8°C (190° F) y es rociada en forma de lluvia; en su camino de descenso entra en contacto con los vapores de amina provenientes del rehervidor que fluyen en contracorriente. Estos vapores calientan la solución de amina rica hasta evaporar el CO₂ contenido en la misma, al tiempo que éste, por diferencia de densidad, fluye hasta la parte superior de la torre por donde sale de la misma. La solución de amina pobre con un remanente de dióxido de carbono escurre hasta la parte inferior para pasar al rehervidor.

Al igual que la torre de absorción, está conformada por una carcasa cilíndrica de acero rellena de anillos porosos de material polimérico (ver Fig. 3.5). Sus dimensiones aproximadas para una planta de 75Ton/día de capacidad están por el orden de: 1,2 m de diámetro y alrededor de 20 m de altura.

Rehervidor (E-2)

Es un intercambiador de calor de carcasa y tubos que utiliza como fluido caliente vapor saturado, el cual circula por los tubos. La solución de amina pobre con remanentes de CO₂ entra por la parte inferior, parte de ésta se evapora y fluye

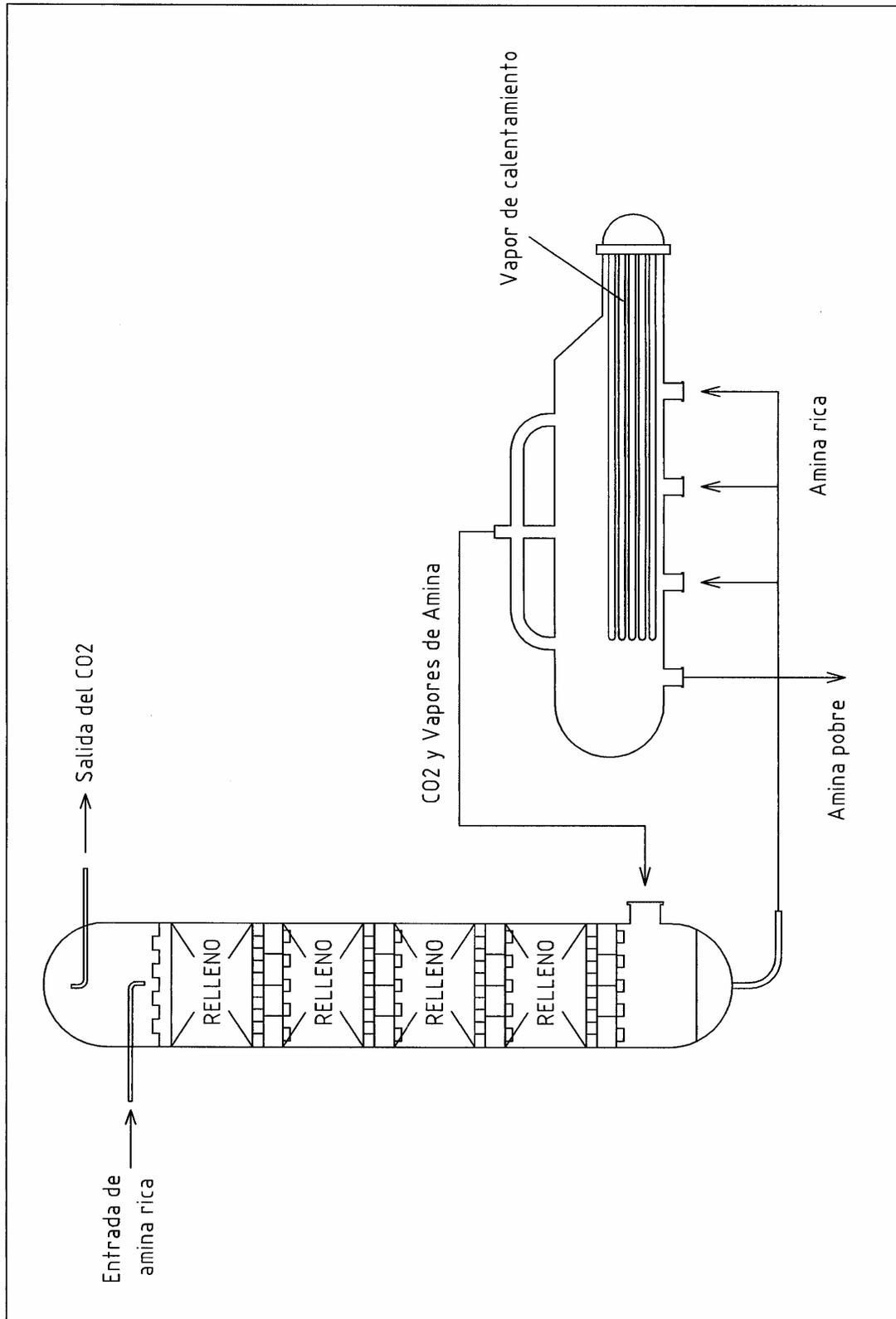


Fig. 3.5 Dibujo esquemático de la torre de desorción y rehervidor

por la parte superior del rehervidor a la torre de absorción a unos 115,6°C (240°F), mientras que la parte no evaporada (libre de CO₂) fluye por la parte inferior hacia el intercambiador de calor de amina rica-pobre.

El vapor saturado entra por los tubos donde cede todo su calor latente para salir en forma de agua saturada. La temperatura del vapor no debe sobrepasar los 131,7° C (269° F) para evitar la degradación de la amina

Intercambiador enfriador de amina (E-1)

Al salir del intercambiador de amina rica-pobre, ésta pasa al enfriador de amina con la finalidad de realizarle la extracción de calor que no se pudo realizar con el intercambiador de flujo cruzado, de manera que disminuya su temperatura hasta el valor de entrada a la torre de absorción.

El diseño de este intercambiador es el tipo carcaza y tubos. La solución de amina circula por la parte externa, mientras que el agua de enfriamiento lo hace por la parte interna de los tubos. El agua entra a temperatura ambiente y sale hacia la torre de enfriamiento del sistema para eliminarle el calor ganado dentro del intercambiador.

Tanque de amina de reposición (TK-1)

En este tanque se almacena la amina de reposición del sistema. Ésta amina repone la que se pierde en operación normal de la planta, pues los gases de escape no absorbidos siempre arrastran un poco de solución de amina que es venteadada con ellos por el “exit gas” de la torre de absorción. Igualmente, en los sistemas que poseen regenerador de amina, se presenta una pérdida de ésta que debe reponerse.

Filtro secador (L-1)

Este es un dispositivo que se encarga de separar el condensado presente en el CO₂ que sale de la torre de absorción. Dicho condensado puede ser devuelto a la torre de desorción.

Enfriadores de CO₂ (E-3, E-4, E-5)

Son intercambiadores de calor del tipo carcaza y tubos, con tubos aletados para aumentar el área de transferencia de calor del gas. En estos intercambiadores se utiliza agua a temperatura ambiente como fluido frío, la cual circula por la parte interna de los tubos, mientras que por la parte externa circula el CO₂. El agua caliente que sale de estos intercambiadores es enviada, al igual que en el intercambiador E-1, a la torre de enfriamiento.

Torre de lavado con permanganato (T-104)

Al salir del intercambiador enfriador E-3, el gas pasa a la torre de lavado de permanganato donde se le realiza una limpieza química para su purificación. El CO₂ entra a la torre por su parte inferior inmerso en el permanganato, fluye hacia arriba por diferencia de densidad y sale por la parte superior de la misma. El permanganato es succionado por una bomba en la parte inferior de la torre y reintroducido a la misma en forma de lluvia por unos rociadores en la parte superior, con el fin de mantener su circulación.

Ésta torre posee un tanque de almacenamiento de permanganato de reposición (TK-2) pues parte de éste es arrastrado por el dióxido de carbono a la salida de la torre.

Torre de lavado con agua (T-105)

Al salir de la torre de lavado con permanganato, el CO₂ entra a la torre de lavado con agua, para eliminar las trazas de permanganato remanentes. Ésta torre es igual a la de permanganato con la única diferencia en el fluido de trabajo.

Unidad desodorizante y filtro de polvo (L-3)

Al salir de la torre de lavado con agua, el CO₂ pasa a la unidad desodorizante y al filtro de polvo. Como la calidad del CO₂ requiere el nivel de la industria alimenticia, al mismo se le debe eliminar los olores remanentes del proceso de combustión, para lo cual se utiliza la unidad desodorizante. El mismo sistema posee un filtro de polvo que elimina dichas partículas, permitiendo el paso de CO₂ puro a la zona de compresión.

Compresores de CO₂ (JC-1 y JC-2)

Aquí se eleva la presión del dióxido de carbono hasta niveles un poco mayores que los de almacenamiento. La compresión se realiza en dos etapas compuestas por los compresores JC-1 y JC-2 con un Inter-enfriamiento realizado por el enfriador E-4. A la salida del segundo compresor, la presión del CO₂ está por el orden de los 2275 KPaa (330 psia).

El tipo de compresor utilizado puede variar dependiendo de la capacidad de la planta o de la selección realizada por los diseñadores de la misma de acuerdo a las condiciones particulares de operación. En este caso, para una planta de 75 toneladas diarias de capacidad, que a plena carga presenta un flujo de 3.400 kg/hr (7.500 lb/hr) y unos aumentos de presión de 172,4 KPaa (25 psia) a 689,5 KPaa (100 psia) y de 689,5 KPaa a 2275 KPaa (330 psia), el tipo de compresor podría ser de tornillo o reciprocante.

Secador de CO₂ (L-4)

En este equipo se eliminan los vapores de agua remanentes en el dióxido de carbono antes de introducirlo al equipo de refrigeración para su condensación. Para lograr este fin se utiliza un compuesto deshidratante.

Equipo de refrigeración (G-1)

Luego de pasar por la unidad desodorizante y por el filtro de polvo, el CO₂ está listo para ser licuado. Para esto se utiliza un sistema de refrigeración, que

disminuye su temperatura por debajo de los niveles de condensación a la presión a la que se encuentra. La finalidad de la licuefacción del CO₂ es ahorrar espacio en su almacenamiento, lo cual representa un factor de suma importancia en este estudio en particular.

La capacidad de este equipo es de unas 47,5 TR para una planta de 75 toneladas por día. Aproximadamente el 40% de su capacidad está destinada al enfriamiento y condensación del gas, mientras que el 60% restante está destinado a la conservación de éste a la temperatura de almacenamiento.

Tanque de almacenamiento (TK-3)

En caso de ser colocada la planta recuperadora de CO₂ en los alrededores de la chimenea, el espacio disponible para el tanque de almacenamiento se vería reducido. Por ello y por otras razones explicadas en el Capítulo IV, la ubicación del tanque de almacenamiento se realizó fuera de la planta, en el galpón climatizado. Lo recomendable en este caso para una cómoda operación de la planta es un tanque de 200 toneladas de capacidad. Sin embargo, con la ubicación del tanque en el galpón climatizado se dispone de espacio suficiente para la colocación de un tanque de 300 Toneladas de capacidad, para una cómoda operación.

El tanque es cilíndrico, de doble carcasa de acero y aislamiento externo. En el tanque interior se almacena el CO₂ y en la parte anular (entre las dos carcasas) se encuentra el sistema de enfriamiento para la conservación de la temperatura del CO₂ líquido.

Torre de enfriamiento (T-106)

Como la cantidad de agua de enfriamiento del sistema es considerable, se justifica la colocación de una torre de enfriamiento para ahorrar el consumo de agua. Ésta torre alimenta con agua a temperatura ambiente a los enfriadores E-1, E-3, E-4 y E-5 por medio de la bomba J-4.

CAP. IV: CÁLCULO DE FLUJOS, ESTADOS TERMODINÁMICOS Y TAMAÑO DE LOS EQUIPOS

Las primeras variables a definir para la realización de los cálculos de flujo a lo largo de todo el sistema son la cantidad y composición de los gases de escape. Para realizar estos cálculos se tomó como base los valores de la *Tabla 4.1*. La medición de dichos valores fue realizada en el mes de mayo en la chimenea de la unidad N° 9 de la planta a 60 m de altura. La unidad se encontraba trabajando a 430 MW de capacidad, con 14 quemadores utilizando “fuel-oil” y 2 con gas natural.

4.1- FLUJO MÁSIICO DE CO₂ Y GASES DE ESCAPE A 430 MW:

Flujo másico de H₂O en los gases de escape:

$$\dot{m}_{H_2O} = N\dot{V}_{GE} * \frac{\%H_2O}{100} * \gamma_{NGE} \quad [Ec. 4.1]$$

Donde:

$N\dot{V}_{GE}$ = Caudal normal de gases de escape

$\%H_2O$ = % de agua en los gases de escape

γ_{NGE} = Gravedad específica del H₂O en cond. norm.

$$1.539.410 Nm^3 / hr * \frac{11.4\%}{100} * 0.8087 Kg / Nm^3 \Rightarrow \dot{m}_{H_2O} = 141.921 Kg / hr$$

Flujo másico de gases de escape secos:

$$\dot{m}_{GS} = N\dot{V}_{GE} * \frac{\%GS}{100} * \gamma_{GS} \quad [Ec. 4.2]$$

Donde:

\dot{m}_{GS} = flujo másico de gases de escape secos

$\%GS$ = % de gases secos

γ_{GS} = gravedad específica de los gases de escape

$$1.539.410 Nm^3 / hr * \frac{88.6\%}{100} * 1.33719 Kg / Nm^3 \Rightarrow \dot{m}_{GS} = 1.823.816,5 kg / hr$$

Flujo másico total de gases de escape:

$$\dot{m}_{Total} = \dot{m}_{H_2O} + \dot{m}_{GS} + \dot{m}_{particulas} \quad [Ec. 4.3] \quad (\text{ver } \dot{m}_{particulas} \text{ en Tabla 4.1})$$

$$141.921 Kg / hr + 1.823.816.5 Kg / hr + 140.8 Kg / hr \Rightarrow \dot{m}_{total} = 1.965.878,3 Kg / hr$$

Flujo másico total de gases de escape: 1.965,88 Ton/hr

Nota: (Los valores utilizados en las Ec. 4.1, 4.2 y 4.3 se encuentran en las Tablas 4.1 y 4.2)

**Tabla 4.1 Medición de gases de escape
Unidad CRZ 9**

Parámetro	Valor
Presión Chimenea (mmHg)	29.88
Temperatura Chimenea (°C)	157.2
Velocidad (m/s)	17.7
Caudal Actual (m ³ /h)	2.703.813
Caudal Estándar (m ³ /h)	1.680.382
Caudal Normal (m ³ N/h)	1.539.410
Volumen muestra (m ³)	0.87
Humedad (%)	11.3
Concentración de Partículas (mg/m ³ actual)	51.6
Concentración de Partículas (mg/m ³ estándar)	83.9
Concentración de Partículas (mg/m ³ normal)	91.6
Emisión de partículas (kg/h)	140.8
Concentración SO ₂ (mg/m ³)	1470
Concentración H ₂ SO ₄ +SO ₃ (mg/m ³)	168
Concentración CO (ppm)	70
Concentración CO ₂ (%)	11.6
Concentración O ₂ (%)	1.4
Concentración N ₂ (%)	87
Concentración NO _x (ppm)	250

Tabla 4.2 Gravedad específica de los gases de escape (γ_{GE})			
Gas	(kg/Nm³)	% Volumen Seco	kg/Nm³ de gases de escape secos
CO₂	1.9768	11.6	0.2293
CO	1.2500	70 ppm	0.0000875
O₂	1.4290	1.4	0.0200
N₂	1.2504	87	1.0878
H₂O	0.8087	0	0
Gravedad específica de los gases de escape secos (γ_{GS})			1.33719 Kg/Nm³

Flujo másico de CO₂:

$$\dot{m}_{CO_2} = (N\dot{V}_{GS}) * (\%GS) * (\rho_{GECO_2}) \quad [\text{Ec. 4.4}]$$

Donde:

ρ_{GECO_2} = densidad del CO₂ respecto a los gases de escape secos (kg/Nm³) (Ver Tabla 4.2)

$$1.539.410 \text{ Nm}^3 / \text{hr} * \frac{88.6\%}{100} * 0.2293 \text{ Kg} / \text{Nm}^3 \Leftrightarrow \dot{m}_{CO_2} = 312.746,2 \text{ Kg} / \text{hr}$$

Flujo másico de CO₂: 312,75 Ton/hr

Porcentaje en masa de CO₂ en los gases de escape:

$$\%CO_2 = \frac{\dot{m}_{CO_2}}{\dot{m}_{Total}} * 100 \quad [\text{Ec. 4.5}]$$

$$\frac{312,75 \text{ Ton} / \text{hr}}{1.965,88 \text{ Ton} / \text{hr}} * 100 \Rightarrow \%CO_2 = 15,91\%$$

4.2- CÁLCULO DE LOS FLUJOS Y ESTADOS TERMODINÁMICOS EN EL SISTEMA RECUPERADOR DE CO₂

Para realizar los cálculos de los flujos y los estados termodinámicos puntuales se tomó una planta hipotética con una capacidad de 100 Ton/día. Para los efectos de este estudio los niveles de presión y temperatura en cada uno de los puntos del sistema son los mismos, independientemente de la capacidad de la planta que se asuma para el mismo, pues estos no dependen de la capacidad del sistema sino de la tecnología utilizada, que en cualquier caso será la misma. Por otra parte, los flujos en cada uno de los puntos del sistema son directamente proporcionales a la capacidad de la planta, lo cual significa que para una planta de 50 Ton/día de capacidad, los flujos en cada uno de sus puntos serán la mitad que los calculados a continuación para una planta de 100 Ton/día.

Cantidad de CO₂ necesaria para el sistema:

Para una eficiencia supuesta de recuperación del CO₂ del 90% (*)

$$\dot{m}_{CO_2} = \frac{CP}{ER} \quad [\text{Ec. 4.6}]$$

Donde:

CP = capacidad de la planta (Ton/hr)

ER = eficiencia de recuperación del CO₂

$$CP = \frac{100\text{Ton/día}}{24\text{hr/día}} \Rightarrow CP = 4,1667\text{Ton/hr}$$

$$\frac{4,1667\text{Ton/hr}}{(90\%/100)} \Rightarrow \dot{m}_{CO_2} = 4,6297\text{Ton/hr}$$

Cantidad necesaria de gases de escape para el sistema:

$$\dot{m}_{CO_2} = \dot{m}_{GE} * \%CO_2 \text{ (en peso)} \quad [\text{Ec. 4.7}]$$

$$\dot{m}_{GE} = \frac{\dot{m}_{CO_2}}{\%CO_2 \text{ (en _ peso)}} \Leftrightarrow \frac{4,6297\text{Ton/hr}}{(15,91\%/100)} \Leftrightarrow \dot{m}_{GE} = 29,10\text{Ton/hr}$$

* Eficiencia promedio de recuperación del CO₂ para los sistemas de absorción química con Monoetanolamina.

4.2.1-Flujos y Estados Termodinámicos en cada Punto del Sistema

Los estados en cada uno de los puntos fueron asumidos tomando como base la revisión bibliográfica realizada y considerando normas de diseño de equipos, así como estados puntuales existentes en otras plantas ya diseñadas. Cabe destacar que la única finalidad del cálculo de los flujos es para determinar el tamaño de los equipos y no para el diseño de la planta de CO₂. Todos los puntos están referidos a los de la Fig. 3.2.

Punto 1:

$$m_1 = 29.100 \text{ Kg} / \text{hr} \text{ (} 64.153 \text{ lb} / \text{hr} \text{)}$$

$$T_1 = 150^\circ \text{C} \text{ (} 303^\circ \text{F} \text{)}$$

$$P_1 = 1,02 \text{ atm} \text{ (} 15 \text{ psia} \text{)}$$

De gases de escape
 \dot{m}_1 : de la Ec. 4.7
 T₁: asumido tomando como referencia la Tabla 4.1
 P₁: de la Tabla 4.1

Punto 2:

$$m_2 \cong 29.100 \text{ kg} / \text{hr} \text{ (} 64.153 \text{ lb} / \text{hr} \text{)}$$

$$T_2 = 35^\circ \text{C} \text{ (} 95^\circ \text{F} \text{)}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} \text{ (} 14,7 \text{ psia} \text{)}$$

De gases de escape desulfurizados con un poco de agua
 $\dot{m}_2 \cong \dot{m}_1$ en el “scrubber” (ver Fig. 3.2)
 T₁: asumiendo un $\Delta T = 115^\circ \text{C}$ de enfriamiento
 P₁: asumiendo 0,02 atm de pérdida de presión

Punto 3:

$$\dot{m}_3 \cong 29.100 \text{ kg} / \text{hr} \text{ (} 64.153 \text{ lb} / \text{hr} \text{)}$$

$$T_3 = 37,8^\circ \text{C} \text{ (} 100^\circ \text{F} \text{)}$$

$$P_3 = 1,2 \text{ atm} \text{ (} 17,6 \text{ psia} \text{)}$$

De gases de escape desulfurizados con un poco de agua
 $\dot{m}_3 \cong \dot{m}_2$ en el ventilador (ver Fig. 3.2)
 T₃: máxima temperatura para óptima absorción
 P₃: para un 20% de incremento de la presión

Punto 4:

$$m_{CO_2} = 4.167 \text{ kg} / \text{hr} \text{ (de la Ec. 4.6)}$$

$$\dot{m}_{MEA} = 37.500 \text{ kg} / \text{hr} \text{ para una relación MEA/CO}_2 = 9$$

$$m_{H_2O} = 212.520 \text{ kg} / \text{hr} \text{ para una solución de MEA en agua al 15\% de concentración}$$

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_{CO_2} + \dot{m}_{MEA} + \dot{m}_{H_2O} \Rightarrow \dot{m}_4 = 254.187 \text{ kg} / \text{hr} \text{ (} 560.390 \text{ lb} / \text{hr} \text{)}$$

$$T_4 = 46,1^\circ \text{C} \text{ (} 115^\circ \text{F} \text{)}$$

$$P_4 = 1 \text{ atm} \text{ (} 14,7 \text{ psia} \text{)}$$

Punto 5:

$$\begin{aligned} \dot{m}_5 &= \dot{m}_4 = 254.187 \text{ kg/hr } (560.390 \text{ lb/hr}) \\ T_5 &= 46,1^\circ\text{C } (115^\circ\text{F}) \\ P_5 &= 2,04 \text{ atm } (30 \text{ psia}) \end{aligned}$$

$\dot{m}_5 \cong \dot{m}_4$ en la bomba J-2 (ver Fig. 3.2)
 T_5 : aproximando $\Delta T = 0^\circ\text{C}$ en las bombas
 P_5 : asumiendo un $\Delta P \approx 1 \text{ atm}$ para las bombas centrifugas.

Punto 6:

$\dot{m}_6 = \dot{m}_5 = 254.187 \text{ kg/hr } (560.390 \text{ lb/hr})$ En el intercambiador EX-1 (ver Fig. 3.2)
 $T_6 = 87,8^\circ\text{C } (190^\circ\text{F})$ máxima temp. para evitar la formación de ácidos corrosivos
 $P_6 = 1,84 \text{ atm } (27 \text{ psia})$ suponiendo $\Delta P \approx 0,2 \text{ atm}$ para intercamb. líquido-líquido

Punto 7:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{CO_2} &= 907 \text{ kg/hr} \\ \dot{m}_{MEA} &= 45.668 \text{ kg/hr} \\ \dot{m}_{H_2O} &= 258.788 \text{ kg/hr} \\ \dot{m}_7 &= \dot{m}_{CO_2} + \dot{m}_{MEA} + \dot{m}_{H_2O} \Rightarrow \\ \dot{m}_7 &= 305.360 \text{ kg/hr } (673.200 \text{ lb/hr}) \\ T_7 &= 100,3^\circ\text{C } (218^\circ\text{F}) \\ P_7 &= 1 \text{ atm } (14.7 \text{ psia}) \end{aligned}$$

\dot{m}_{CO_2} : suponiendo una desorción del 80% del CO_2 en la torre de desorción antes de llegar al rehervidor.
 $(\dot{m}_{MEA} \text{ y } \dot{m}_{H_2O})_7 = (\dot{m}_{MEA} \text{ y } \dot{m}_{H_2O})_6 + (\dot{m}_{MEA} \text{ y } \dot{m}_{H_2O})_8$
 T_7 y P_7 : temperatura y presión supuestas de entrada al rehervidor (E-2) (ver Fig 3.2)

Punto 8:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{CO_2} &= 907 \text{ kg/hr} \\ \dot{m}_{MEA} &= 8.165 \text{ kg/hr} \\ \dot{m}_{H_2O} &= 46.267 \text{ kg/hr} \\ \dot{m}_8 &= 55.340 \text{ kg/hr } (122.000 \text{ lb/hr}) \\ T_8 &= 115,6^\circ\text{C } (240^\circ\text{F}) \\ P_8 &= 1 \text{ atm } (14.7 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Los flujos de MEA y H_2O surgen de la suposición de un reflujo del 20% en el rehervidor. El flujo de CO_2 es el mismo del punto 7 pero ahora librado de la solución de amina.

Punto 9:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{MEA} &= 37.504 \text{ kg/hr } (82.680 \text{ lb/hr}) \\ \dot{m}_{H_2O} &= 212.520 \text{ kg/hr } (468.520 \text{ lb/hr}) \end{aligned}$$

En el punto 9 el fluido está libre de CO_2 , esto es lo que se denomina solución pobre.
 Los valores de flujo se obtuvieron restando Los flujos en 7 menos los de 8. La temperatura se asumió al igual que en 8.

$$\dot{m}_9 = 250.024 \text{ kg/hr } (551.200 \text{ lb/hr})$$

$$T_9 = 115,6^\circ \text{C } (240^\circ \text{F})$$

$$P_9 = 1 \text{ atm } (14,7 \text{ psia})$$

Punto 10:

$$\dot{m}_{10} = \dot{m}_9 = 250.024 \text{ kg/hr } (551.200 \text{ lb/hr})$$

$$T_{10} = 115,6^\circ \text{C } (240^\circ \text{F})$$

$$P_{10} = 2,04 \text{ atm } (30 \text{ psia})$$

$\dot{m}_9 \cong \dot{m}_{10}$ en la bomba J-3 (ver Fig. 3.2)

T₁₀: aproximando $\Delta T = 0^\circ \text{C}$ en las bombas

P₁₀: asumiendo un $\Delta P \approx 1 \text{ atm}$ para las bombas centrífugas.

Punto 11:

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_{10} = 250.024 \text{ kg/hr } (551.200 \text{ lb/hr})$$

$$\dot{Q}_{10-11} = \dot{Q}_{5-6} = \dot{m}_5 * C_{p_{H_2O}} * (T_6 - T_5) \Leftrightarrow 560.390 \text{ lb/hr} * 1 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} * R} * (190 - 115)^\circ \text{F}$$

$$C_p = C_{p_{H_2O}} \rightarrow \text{aproximando todo el flujo a } H_2O$$

$$\dot{Q}_{10-11} = 42.029.250 \text{ BTU/hr} \Rightarrow \Delta T_{10-11} = \frac{\dot{Q}_{10-11}}{\dot{m}_{10} * C_{p_{H_2O}}} \Leftrightarrow \Delta T_{10-11} = 76.25^\circ \text{F}$$

$$T_{11} = T_{10} - 76.25^\circ \text{F} \Rightarrow T_{11} = 73,2^\circ \text{C } (163.75^\circ \text{F})$$

$$P_{11} = 1,84 \text{ atm } (27 \text{ psia})$$

Intercambiador de calor EX-1 (ver Fig.3.2)

Punto 12:

$$\dot{m}_{12} = \dot{m}_{11} = 250.024 \text{ kg/hr } (551.200 \text{ lb/hr})$$

$$T_{12} = 62,8^\circ \text{C } (145^\circ \text{F})$$

$$P_{12} = 1,63 \text{ atm } (24 \text{ psia})$$

Intercambiador de calor E-1

T₁₂: máxima temperatura permisible de entrada a la torre de absorción

Punto 13:

$$\dot{m}_{13} \approx 24.890 \text{ kg/hr } (54.870 \text{ lb/hr})$$

$$T_{13} \approx 60^\circ \text{C } (140^\circ \text{F})$$

$$P_{13} = 1 \text{ atm } (14.7 \text{ psia})$$

“Exit gas”, gases no absorbidos en la torre de absorción, contiene los mismos gases de escape del Punto 1 con un 90% menos de CO₂ y desulfurizados.

El flujo en el Punto 13 proviene de la resta de flujo en el Punto 1 menos la cantidad de CO₂ en Punto 4

Punto 14:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{CO_2} &= 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr}) \\ \dot{m}_{H_2O} &= 7.233 \text{ kg/hr } (15.947 \text{ lb/hr}) \\ \dot{m}_{14} &= 11.400 \text{ kg/hr } (25.135 \text{ lb/hr}) \\ T_{14} &= 104,4^\circ \text{ C } (220^\circ \text{ F}) \\ P_{14} &= 0,88 \text{ atm } (13 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Salida del CO₂ de la torre de desorción (T-102)
Flujos, presión y temperatura supuestos comparando con el estudio de la USB.

Punto 15:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{15} &= 7.233 \text{ kg/hr } (15.947 \text{ lb/hr}) \\ T_{15} &= 104,4^\circ \text{ C } (220^\circ \text{ F}) \\ P_{15} &= 0,88 \text{ atm } (13 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Flujo de agua proveniente del separador de condensado (L-2) (ver Fig. 3.2) igual al flujo de agua en el Punto 14, la temperatura y presión no varían en L-2.

Punto 16:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{16} &= 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr}) \\ T_{16} &= 104,4^\circ \text{ C } (220^\circ \text{ F}) \\ P_{16} &= 1,97 \text{ atm } (29 \text{ psia}) \end{aligned} \quad \text{CO}_2 \text{ libre de condensado}$$

Punto 17:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{17} &= \dot{m}_{16} = 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr}) \\ T_{17} &= 37,8^\circ \text{ C } (100^\circ \text{ F}) \\ P_{17} &= 1,84 \text{ atm } (27 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Salida del intercambiador de calor E-3 (ver Fig. 3.2)
T₁₇: supuesta comparando con la planta de Praxair C.A.

Punto 18:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{18} &= 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr}) \\ T_{18} &= 37,8^\circ \text{ C } (100^\circ \text{ F}) \\ P_{18} &= 1,77 \text{ atm } (26 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Flujo a la salida de la torre de lavado con permanganato (T-103) (ver Fig. 3.2), sale CO₂ con trazas de permanganato (KMnO₄). La temperatura no se afecta en esta torre.

Punto 19:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{19} &= 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr}) \\ T_{19} &= 35^\circ \text{ C } (95^\circ \text{ F}) \\ P_{19} &= 26 \text{ psia} \end{aligned}$$

Flujo a la salida de la torre de lavado con agua (T-104) (ver Fig. 3.2), sale CO₂ con un poco de agua. La temperatura disminuye 2,8°C (5°F) en esta torre.

Punto 20:

$$\dot{m}_{20} = 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr})$$

$$T_{20} = 35^\circ \text{ C } (95^\circ \text{ F})$$

$$P_{20} = 1,70 \text{ atm } (25 \text{ psia})$$

Salida de la unidad desodorizante y filtro de polvo (L-3). Flujo de CO₂ de alta pureza con un poco de agua.

Punto 21:

$$\dot{m}_{21} = \dot{m}_{20} = 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr})$$

$$T_{21} = 148,9^\circ \text{ C } (300^\circ \text{ F})$$

$$P_{21} = 6,80 \text{ atm } (100 \text{ psia})$$

Punto 21: CO₂ puro de la descarga del compresor JC-1 (ver Fig.3.2)
 P₂₁: Para una relación de compresión = 4,
 P₂₁ = 1,7atm*4 = 6,8 atm.
 T₂₁: considerando proceso isentrópico 20-21

Punto 22:

$$\dot{m}_{22} = \dot{m}_{21} = 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr})$$

$$T_{22} = 37,8^\circ \text{ C } (100^\circ \text{ F})$$

$$P_{22} = 6,67 \text{ atm } (98 \text{ psia})$$

Salida del intercambiador de calor E-4 (ver Fig. 3.2)
 T₂₂: supuesta comparando con la planta de Praxair C.A.
 P₂₂: tomando ΔP = 0,13atm (2 psi) para el flujo de gas en intercambiadores de tubos aletados.

Punto 23:

$$\dot{m}_{23} = \dot{m}_{22} = 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr})$$

$$T_{23} = 132,2^\circ \text{ C } (270^\circ \text{ F})$$

$$P_{23} = 22,45 \text{ atm } (330 \text{ psia})$$

Punto 23: CO₂ puro de la descarga del compresor JC-2 (ver Fig.3.2)
 P₂₃: Para una relación de compresión = 3,37
 P₂₃ = 6,67atm*3,37 = 22,45 atm.
 T₂₃: considerando proceso isentrópico 22-23

Punto 24:

$$\dot{m}_{24} = \dot{m}_{23} = 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr})$$

$$T_{24} = 37,8^\circ \text{ C } (100^\circ \text{ F})$$

$$P_{24} = 22,18 \text{ atm } (326 \text{ psia})$$

Salida del intercambiador de calor E-5 (ver Fig. 3.2)
 T₂₄: supuesta comparando con la planta de Praxair C.A.
 P₂₄: tomando ΔP = 0,26atm (4 psi) para el flujo de gas en intercambiadores de tubos aletados, a más de 300 psi

Punto 25:

$$\dot{m}_{25} = 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr})$$

$$T_{25} = 37,8^\circ \text{ C } (100^\circ \text{ F})$$

$$P_{25} = 21,90 \text{ atm } (322 \text{ psia})$$

Punto 25: salida del secador de CO₂, flujo de CO₂ puro, sin agua, sin polvos y sin olores.
 T: no varía
 ΔP = 0,26atm (4 psi)

Punto 26:

$$\dot{m}_{26} = 4.167 \text{ kg/hr } (9.187 \text{ lb/hr})$$

$$T_{26} = -23,3^{\circ} \text{C } (-10^{\circ} \text{F})$$

$$P_{26} = 21,63 \text{ atm } (318 \text{ psia})$$

Punto 26: salida del sistema de refrigeración (G-1)(ver fig. 3.2), flujo de CO₂ en estado líquido hacia el tanque de almacenamiento

T₂₆: supuesta comparando con la planta de Praxair C.A. no varía

$$\Delta P = 0,26 \text{ atm } (4 \text{ psi})$$

Punto 27:

$$\dot{m}_{27} = \text{-----}$$

$$T_{27} = -17,8^{\circ} \text{C } (0^{\circ} \text{F})$$

$$P_{27} = 20,41 \text{ atm } (300 \text{ psia})$$

Punto 27: el flujo en el punto 27 es igual a la cantidad que se envíe a las bombonas y tanques en la zona de despacho.

T₂₇: temperatura de almacenamiento de Planta Praxair C.A.

P₂₇: presión de almacenamiento de Planta Praxair C.A.

Punto 28:

$$\dot{m}_{28} = \dot{m}_{29} + \dot{m}_{31} + \dot{m}_{33} + \dot{m}_{35} + \dot{m}_{37}$$

$$\dot{m}_{28} = (48.664 + 156.265 + 5.085 + 3.538 + 6.028) \text{ lb/hr } \Rightarrow$$

$$\dot{m}_{28} = 219.580 \text{ kg/hr } (484.100 \text{ lb/hr})$$

$$T_{28} = 32,2^{\circ} \text{C } (90^{\circ} \text{F})$$

$$P_{28} = 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia})$$

Punto 28: flujo de agua de enfriamiento a la salida de la torre de enfriamiento (T-105)(ver fig. 3.2)

T₂₈: máxima temperatura del agua de enfriamiento

P₂₈: presión de bombeo del agua de enfriamiento

Punto 29:

Cálculo de \dot{m}_{29} :

$\dot{Q}_{29-30} = \dot{Q}_{1-2} = \dot{m}_1 * (h_2 - h_1) \rightarrow$ *Despreciando la transferencia de masa entre los gases de escape y el agua, y aproximando los gases de escape al gas idea aire.*

$$\rightarrow h_1 = h_{\text{aire @ } 303^{\circ} \text{F}} = 182.75 \text{ Btu/lb, } h_2 = h_{\text{aire @ } 95^{\circ} \text{F}} = 132.58 \text{ Btu/lb}$$

$$\dot{Q}_{29-30} = 64.153 \text{ lb/hr } * (182.75 - 132.58) \text{ Btu/lb} = 3.218.560 \text{ Btu/hr}$$

$$\dot{m}_{29} = \frac{\dot{Q}_{29-30}}{C_{p_{H_2O}} * \Delta T_{29-30}} \Rightarrow \frac{3.218.560 \text{ Btu/hr}}{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} * \text{R}} * 30^{\circ} \text{F}} = 107.285 \text{ lb/hr}$$

$\Delta T_{29-30} = 16,7^{\circ} \text{C } (30^{\circ} \text{F})$ máxima temperatura permisible de calentamiento del agua de enfriamiento en los intercambiadores de calor es $48,9^{\circ} \text{C } (120^{\circ} \text{F})$

$$\dot{m}_{29} = 48.664 \text{ kg/hr } (107.285 \text{ lb/hr})$$

$$T_{29} = 32,2^{\circ} \text{C } (90^{\circ} \text{F})$$

$$P_{28} = 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia})$$

Punto 30:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{30} &= \dot{m}_{29} = 48.664 \text{ kg/hr } (107.285 \text{ lb/hr}) \\ T_{30} &= 48,9^{\circ} \text{C } (120^{\circ} \text{F}) \\ P_{30} &= 1,02 \text{ atm } (15 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Punto 30: flujo de agua de enfriamiento a la salida del “scrubber” de SO_x (S-1).
 $\Delta T = 16,7^{\circ} \text{C } (30^{\circ} \text{F})$
 $\Delta P = 0,2 \text{ atm } (3 \text{ psi})$ para el agua de enfriamiento en los intercambiadores de calor.

Punto 31:

Cálculo de \dot{m}_{31} :

$$\dot{Q}_{31-32} = \dot{Q}_{11-12} = \dot{m}_{11} * C_{p_{H_2O}} * (T_{11} - T_{12}) \Rightarrow 551.200 \text{ lb/hr} * 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} * \text{R}} * (163.75 - 145)^{\circ} \text{F}$$

Aproximando C_p de la solución de MEA al C_p del agua.

$$\Rightarrow \dot{Q}_{31-32} = 10.335.000 \text{ Btu/hr}$$

$$\dot{m}_{31} = \frac{\dot{Q}_{31-32}}{C_{p_{H_2O}} * \Delta T_{31-32}} \Rightarrow \frac{10.335.000 \text{ Btu/hr}}{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} * \text{R}} * (30^{\circ} \text{F})} \Leftrightarrow$$

$$\dot{m}_{31} = 156.265 \text{ kg/hr } (344.500 \text{ lb/hr})$$

$$T_{31} = 32,2^{\circ} \text{C } (90^{\circ} \text{F})$$

$$P_{31} = 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia})$$

Punto 32:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{32} &= \dot{m}_{31} = 156.265 \text{ kg/hr } (344.500 \text{ lb/hr}) \\ T_{32} &= 48,9^{\circ} \text{C } (120^{\circ} \text{F}) \\ P_{32} &= 1,02 \text{ atm } (15 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Punto 32: flujo de agua de enfriamiento a la salida del intercambiador de calor E-1.
 $\Delta T = 16,7^{\circ} \text{C } (30^{\circ} \text{F})$
 $\Delta P = 0,2 \text{ atm } (3 \text{ psi})$ para el agua de enfriamiento en los intercambiadores de calor.

Punto 33:

$$\dot{Q}_{33-34} = \dot{Q}_{23-24} = \dot{m}_{24} * (h_{23} - h_{24}) \rightarrow h_{23} = h_{CO_2 @ 270^{\circ} \text{F}} = 132.8 \text{ Btu/lb},$$

$$h_{24} = h_{CO_2 @ 100^{\circ} \text{F}} = 96.2 \text{ Btu/lb} \Rightarrow 9.187 \text{ lb/hr} * (132.8 - 96.2) \text{ Btu/lb} \Rightarrow$$

$$\dot{Q}_{33-34} = 336.245 \text{ Btu/hr}, \dot{m}_{33} = \frac{\dot{Q}_{33-34}}{C_{p_{H_2O}} * \Delta T_{33-34}} \Rightarrow \frac{336.245 \text{ Btu/hr}}{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} * \text{R}} * 30^{\circ} \text{F}} \Rightarrow$$

$$\dot{m}_{33} = 5.085 \text{ kg/hr } (11.210 \text{ lb/hr})$$

$$T_{33} = 32,2^{\circ} \text{C } (90^{\circ} \text{F})$$

$$P_{33} = 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia})$$

Punto 34:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{34} &= \dot{m}_{33} = 5.085 \text{ kg/hr } (11.210 \text{ lb/hr}) \\ T_{34} &= 48,9^\circ \text{C } (120^\circ \text{F}) \\ P_{34} &= 1,02 \text{ atm } (15 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Punto 34: flujo de agua de enfriamiento a la salida del intercambiador de calor E-5.
 $\Delta T = 16,7^\circ \text{C } (30^\circ \text{F})$
 $\Delta P = 0,2 \text{ atm } (3 \text{ psi})$ para el agua de enfriamiento en los intercambiadores de calor.

Punto 35:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{35-36} &= \dot{Q}_{16-17} = \dot{m}_{15} * (h_{16} - h_{17}) \rightarrow h_{16} = h_{CO2@220^\circ F} = 121.67 \text{ Btu/lb} \\ h_{17} &= h_{CO2@100^\circ F} = 96.2 \text{ Btu/lb} \Rightarrow 9.187 \text{ lb/hr} * (121.67 - 96.2) \text{ Btu/lb} \\ \Rightarrow \dot{Q}_{35-36} &= 233.990 \text{ Btu/hr}, \dot{m}_{35} = \frac{\dot{Q}_{35-36}}{C_{p_{H2O}} * \Delta T_{35-36}} \Rightarrow \frac{233.990 \text{ Btu/hr}}{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} * R} * 30^\circ F} \Rightarrow \\ \dot{m}_{35} &= 3.538 \text{ kg/hr } (7.800 \text{ lb/hr}) \\ T_{35} &= 32,2^\circ \text{C } (90^\circ \text{F}) \\ P_{35} &= 1,22 (18 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Punto 36:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{36} &= \dot{m}_{35} = 3.538 \text{ kg/hr } (7.800 \text{ lb/hr}) \\ T_{36} &= 48,9^\circ \text{C } (120^\circ \text{F}) \\ P_{36} &= 1,02 \text{ atm } (15 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Punto 36: flujo de agua de enfriamiento a la salida del intercambiador de calor E-3.
 $\Delta T = 16,7^\circ \text{C } (30^\circ \text{F})$
 $\Delta P = 0,2 \text{ atm } (3 \text{ psi})$ para el agua de enfriamiento en los intercambiadores de calor.

Punto 37:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{37-38} &= \dot{Q}_{21-22} = \dot{m}_{21} * (h_{21} - h_{22}) \rightarrow h_{21} = h_{CO2@300^\circ F} = 139.6 \text{ Btu/lb} \\ h_{22} &= h_{CO2@100^\circ F} = 96.2 \text{ Btu/lb} \Leftrightarrow 9.187 \text{ lb/hr} * (139.6 - 96.2) \text{ Btu/lb} \Rightarrow \\ \dot{Q}_{37-38} &= 398.715 \text{ Btu/hr}, \dot{m}_{37} = \frac{\dot{Q}_{37-38}}{C_{p_{H2O}} * \Delta T_{37-38}} \Rightarrow \frac{398.715 \text{ Btu/hr}}{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} * R} * 30^\circ F} \Rightarrow \\ \dot{m}_{37} &= 6.028 \text{ kg/hr } (13.290 \text{ lb/hr de agua}) \\ T_{37} &= 32,2^\circ \text{C } (90^\circ \text{F}) \\ P_{37} &= 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia}) \end{aligned}$$

Punto 38:

$$\dot{m}_{38} = \dot{m}_{37} = 6.028 \text{ kg/hr } (13.290 \text{ lb/hr})$$

$$T_{38} = 48,9^\circ \text{ C } (120^\circ \text{ F})$$

$$P_{38} = 1,02 \text{ atm } (15 \text{ psia})$$

Punto 38: flujo de agua de enfriamiento a la salida del intercambiador de calor E-4.
 $\Delta T = 16,7^\circ \text{ C } (30^\circ \text{ F})$
 $\Delta P = 0,2 \text{ atm } (3 \text{ psi})$ para el agua de enfriamiento en los intercambiadores de calor.

Punto 39:

$$\dot{m}_{39} = \dot{m}_{30} + \dot{m}_{32} + \dot{m}_{34} + \dot{m}_{36} + \dot{m}_{38} = \dot{m}_{28}$$

$$\dot{m}_{39} = 484.100 \text{ lb/hr}$$

$$T_{39} = 48,9^\circ \text{ C } (120^\circ \text{ F})$$

$$P_{39} = 1,02 \text{ atm } (15 \text{ psia})$$

Punto 39: retorno del agua de enfriamiento caliente a la torre de enfriamiento (T-105)(ver fig. 3.2)
 T_{39} : máxima temperatura de calentamiento del agua de enfriamiento
 P_{28} : presión de retorno del agua de enfriamiento

Punto 40:

$$\dot{m}_{40} = 4.536 \text{ kg/hr } (10.000 \text{ lb/hr})$$

$$T_{40} = 32,2^\circ \text{ C } (90^\circ \text{ F})$$

$$P_{40} = 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia})$$

Punto 40: flujo de agua de reposición de la torre de enfriamiento (T-105) (ver fig. 3.2). El agua de reposición fue estimada como aproximadamente el 2% del agua total que circula por la torre: $219.580 \text{ kg/hr} * 0,02 \approx 4.536 \text{ kg/hr}$

Punto 41:

$$\dot{m}_{MEA} = 6,4 \text{ kg/hr } (14 \text{ lb/hr})$$

$$\dot{m}_{H_2O} = 36,3 \text{ kg/hr } (80 \text{ lb/hr})$$

$$\dot{m}_{41} = 42,7 \text{ kg/hr } (94 \text{ lb/hr})$$

$$T_{41} = 32,2^\circ \text{ C } (90^\circ \text{ F})$$

$$P_{41} = 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia})$$

Punto 41: reposición de MEA diluida en agua para la torre de absorción. Basada en una reposición de solvente de aproximadamente 2 kg/Ton de CO_2 producida.

Punto 42:

$$H_8 + H_9 = H_7 + \Delta H_{42-43} \Rightarrow \dot{m}_8 * h_8 + \dot{m}_9 * h_9 = \dot{m}_7 * h_7 + \Delta h_{42-43} * \dot{m}_{42} \Rightarrow$$

$$\dot{m}_{42} = \frac{Cp_{H_2O}(\dot{m}_8 * T_8 + \dot{m}_9 * T_9 - \dot{m}_7 * T_7)}{h_{fg_del_vapor_sat @ 269^\circ F}} \Rightarrow$$

$$\frac{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} * R}}{932 \text{ Btu/lb}} (122.000 * 240 + 551.200 * 240 - 673.200 * 218) \text{ lb/hr} * ^\circ F \Rightarrow$$

$$\dot{m}_{42} = 7.205 \text{ kg/hr } (15.885 \text{ lb/hr})$$

$$T_{42} = 131,7^\circ \text{ C } (269^\circ \text{ F})$$

$$P_{42} = 2,79 \text{ atm } (41 \text{ psia})$$

$$\dot{Q}_{42-43} = 14.806.000 \text{ Btu/hr}$$

Punto 42: flujo de vapor saturado utilizado como fluido caliente en el rehervidor (E-2) (ver fig. 3.2). Para realizar los cálculos se asumió el Cp de todos los fluidos igual al Cp del agua. T_{42} es la máxima temp. permisible del vapor en el rehervidor para evitar la degradación de la MEA.

Punto 43:

$$\dot{m}_{43} = 7.205 \text{ kg/hr } (15.885 \text{ lb/hr})$$

$$T_{43} = 131,7^\circ \text{ C } (269^\circ \text{ F})$$

$$P_{43} = 2,59 \text{ atm } (38 \text{ psia})$$

Punto 41: flujo de agua saturada a la salida del rehervidor (E-2) (ver fig. 3.2)

$T_{43} = T_{42}$ pues solo se aprovecha el calor latente del vapor. La disminución en la presión es debida a las pérdidas dentro del intercambiador de calor, considerando estas como 0,2 atm (3 psi)

Punto 44:

$$\dot{m}_{44} = 1,8 \text{ kg/hr } (4 \text{ lb/hr})$$

$$T_{44} = 32,2^\circ \text{ C } (90^\circ \text{ F}) \quad \text{Permanganato (KMnO}_4\text{) de reposición de la torre (T-103)}$$

$$P_{44} = 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia})$$

Punto 45:

$$\dot{m}_{45} = 4.536 \text{ kg/hr } (10.000 \text{ lb/hr})$$

$$T_{45} = 32,2^\circ \text{ C } (90^\circ \text{ F})$$

$$P_{45} = 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia})$$

Punto 45: flujo de Permanganato (KMnO₄) de circulación de la torre de lavado con permanganato (T-103) (ver fig. 3.2). Al igual que en el Punto 44, los valores del Punto 45 se supusieron comparando con el estudio desarrollado en la U.S.B.

Punto 46:

$$\dot{m}_{46} = 1,8 \text{ kg/hr } (4 \text{ lb/hr})$$

$$T_{46} = 32,2^\circ \text{ C } (90^\circ \text{ F}) \quad \text{Agua de reposición de la torre de lavado con agua (T-104)}$$

$$P_{46} = 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia})$$

Punto 47:

$$\dot{m}_{47} = 4.536 \text{ kg/hr } (10.000 \text{ lb/hr})$$

$$T_{47} = 32,2^\circ \text{ C } (90^\circ \text{ F})$$

$$P_{47} = 1,22 \text{ atm } (18 \text{ psia})$$

Punto 47: flujo de agua de circulación de la torre de lavado con agua (T-104) (ver fig. 3.2). Al igual que en el Punto 46, los valores del Punto 45 se supusieron comparando con el estudio desarrollado en la U.S.B.

Los puntos 48, 49, 50 y 51 pertenecen al sistema de refrigeración, sus estados no se mencionan pues no son relevantes para el estudio.

4.3- CÁLCULO DEL TAMAÑO DE LOS EQUIPOS

En la presente sección se calcula el tamaño de todos los equipos de la planta con la finalidad de realizar una distribución de la misma que cumpla con las limitaciones presentes en cuanto a espacio para la ubicación del sistema. Para cada uno de los equipos se calcula el tamaño para 8 posibles capacidades finales de la planta recuperadora de dióxido de carbono, las cuales son: 25, 50, 75, 100, 150, 200, 250 y 300 Ton/día.

4.3.1- Tamaño de las Torres

Torre absorbedora (T-101):

El tamaño de la torre absorbedora se relaciona con la capacidad de la planta y el porcentaje de CO₂ en los gases de escape por la siguiente ecuación:

$$\phi = A * \sqrt{\frac{te/d}{\%CO_2}} \quad [Ec. 4.8] [1]$$

Donde:

ϕ = Diámetro de la torre absorbedora en metros

A = 0.56 con 3% de CO₂ en Volumen en los gases de escape antes de enfriar hasta 0.62 con 13%.

te/d = Capacidad de la planta en toneladas cortas al día

%CO₂ = Porcentaje de CO₂ en los gases de escape antes de enfriar

Por lo tanto, para un sistema recuperador de dióxido de carbono con una capacidad de 100 toneladas métricas al día, aplicando la Ec. 4.8 el diámetro de la torre absorbedora será el siguiente:

$$100Ton/día \rightarrow 110.2Te/día$$

$$Como \ \%CO_2 = 11.6\%vol \rightarrow A = 0.6116$$

$$\phi = 0.6116 * \sqrt{\frac{110.2te/día}{11.6\%}} \Rightarrow \phi = 1.89m$$

La siguiente tabla representa los distintos diámetros y el área que ocupa la torre absorbidora, dependiendo de la capacidad de la planta recuperadora de CO₂.

Tabla 4.3 Dimensiones de la torre de absorción en relación a la capacidad de la planta		
Capacidad de la planta (Ton de CO₂/día)	Diámetro de la Torre Absorbidora (m)	Área que ocupa en el Suelo (m²)
25	0.94	0.69
50	1.21	1.15
75	1.63	2.09
100	1.89	2.81
150	2.31	4.19
200	2.66	5.55
250	2.98	6.97
300	3.26	8.35

Torre desorbedora (T-102):

El diámetro de la torre desorbedora se relaciona únicamente con la capacidad de producción de la planta por la siguiente ecuación:

$$\phi = 0.13 * \sqrt{te / dia} \quad [Ec. 4.9] [1]$$

Donde:
 ϕ = Diámetro de la torre en metros
 te/día = Capacidad de la planta en toneladas cortas

Por lo tanto, para un sistema recuperador de dióxido de carbono con una capacidad de 100 toneladas métricas al día, aplicando las Ec. 4.9 el diámetro de la torre desorbedora será el siguiente:

$$\phi = 0.13 * \sqrt{110.2te / dia} \Rightarrow \phi = 1.36m$$

La *Tabla 4.4* presenta los distintos diámetros y el área que ocupa la torre desorbedora, dependiendo de la capacidad de la planta recuperadora de CO₂.

Tabla 4.4 Dimensiones de la torre de desorción en relación a la capacidad de la planta		
Capacidad de la planta (Ton de CO₂/día)	Diámetro de la Torre Desorbedora (m)	Área que ocupa en el Suelo (m²)
25	0.68	0.36
50	0.97	0.74
75	1.18	1.09
100	1.36	1.45
150	1.67	2.19
200	1.93	2.93
250	2.16	3.66
300	2.36	4.37

Torre de Permanganato y Torre de Agua (T-103 y T-104):

Según el estudio realizado en la Universidad Simón Bolívar (Muñoz y Rivera) [3], para una planta con una capacidad de 25 Ton/día, el volumen externo de estas torres es 0.44m³. Como la capacidad de almacenamiento es directamente proporcional a la capacidad de la planta, se puede extrapolar directamente este número al resto de las capacidades del sistema, como se muestra en la *Tabla 4.5*.

Tabla 4.5 Volumen de las torres en relación a la capacidad de la planta	
Capacidad de la Planta(Ton/día)	Volumen (m³)
25	0.44
50	0.88
75	1.32
100	1.76
150	2.64
200	3.52
250	4.40
300	5.28

Considerando una relación Altura/diámetro = 2,5; tenemos lo siguiente:

$$Vol = \pi * \frac{\phi^2}{4} * h \rightarrow Si \ h = 2.5\phi _ entonces \Rightarrow Vol = \frac{\pi}{4} * \phi^2 * 2.5\phi \Leftrightarrow$$

$$Vol = 1,9365\phi^3 \Rightarrow \phi = \sqrt[3]{\frac{Vol}{1,9635}} \quad [Ec. 4.10]$$

Para el primer caso el diámetro de la torre es el siguiente:

$$\phi = \sqrt[3]{\frac{0.44m^3}{1.9635}} \Leftrightarrow \phi = 0.61m$$

La *Tabla 4.6* muestra las dimensiones de las Torres de enfriamiento en relación a la capacidad de la planta.

Tabla 4.6 Dimensiones de las torres de permanganato y agua en relación a la capacidad de la planta		
Capacidad de la planta (Ton de CO₂/día)	Diámetro de las Torres (m)	Área que ocupan en el suelo (m²)
25	0.61	0.29
50	0.77	0.47
75	0.88	0.61
100	0.96	0.72
150	1.10	0.95
200	1.21	1.15
250	1.31	1.35
300	1.39	1.52

Nota: Las dimensiones del secador de CO₂ (L-4) se tomarán iguales que las de estas torres.

Torre de enfriamiento (T-105):

Para estimar el tamaño ocupado por la torre de enfriamiento se realizó una comparación con los distintos tamaños de la misma para el sistema de producción de CO₂ de la compañía *Tecno Project Industriale* [6], que ofrece plantas productoras de CO₂ en capacidades que van desde 50 kg/hr hasta 1.250 kg/hr, lo cual es el equivalente a una planta de 30 Ton/día. En la *Tabla 4.7* se listan los distintos tamaños de la torre de enfriamiento para las distintas capacidades de la planta recuperadora de CO₂.

“Scrubber” de SO₂ (S-1):

El diámetro del “scrubber” de SO₂ se supondrá como 0,75 veces el diámetro de la torre de absorción, basándonos para esto en los equipos observados en otras plantas de producción de CO₂. Dichos valores de diámetro se listan en la *Tabla 4.8*

Tabla 4.7 Dimensiones de la torre de enfriamiento en relación a la capacidad de la planta		
Capacidad de la planta (Ton de CO₂/día)	Largo x Ancho (m)	Área que ocupan en el suelo (m²)
25	3.0x2.5	7.5
50	3.8x2.5	9.5
75	4.0x3.0	12.0
100	4.5x3.3	14.9
150	4.8x3,6	17.3
200	5,6x4.0	22.4
250	6.0x4.3	25.8
300	6.7x4,8	32.2

Tabla 4.8 Dimensiones del “scrubber” de SO₂ en relación a la capacidad de la planta

Capacidad de la planta (Ton de CO ₂ /día)	Diámetro del “Scrubber” (m)	Área que ocupan en el suelo (m ²)
25	0.87	0.59
50	1.07	0.90
75	1.22	1.17
100	1.35	1.43
150	1.58	1.96
200	1.70	2.27
250	1.83	2.63
300	1.95	2.99

4.3.2- Tamaño de los Intercambiadores de Calor

Según el “Chemical Process Equipment Selection and Design” [5], considerando intercambiadores de concha y tubo de múltiplos de dos pasos por concha y una longitud estándar de 16 pies, el área de transferencia de calor que cabe en los mismos varía de la siguiente manera: para una concha con un diámetro externo de 1 pie, caben hasta 100 pies cuadrados de área de transferencia de calor; en una concha de 2 pies de diámetro externo caben hasta 400 pies cuadrados y en una concha con diámetro externo de 3 pies caben hasta 1100 pies cuadrados. Para estimar el área en suelo que ocupan intercambiadores de mayor área de transferencia de calor, extrapolaremos los valores de diámetro manteniendo la longitud fija en 16 pies como indica la *Tabla 4.9*.

Tabla 4.9 Área de transferencia de calor en relación al diámetro de la concha del intercambiador de calor

Diámetro de la concha del intercambiador (ft)	Máxima área de transferencia de calor(ft ³)
1	100
2	400
3	1100
4	1600
5	3000
6	4400
7	5400
8	6400

Intercambiador MEA-MEA (EX-1):

El área de transferencia de calor la calculamos mediante la ecuación 4.11

$$A_{transf} = \frac{\dot{Q}}{U * \Delta T_{ml}} \quad [Ec. 4.11]$$

Donde:

A_{transf} = Área de transferencia de calor

U = Coeficiente global de transferencia de calor

ΔT_{ml} = Diferencia de temperatura media logarítmica del intercambiador.

\dot{Q} = Calor transferido en el intercambiador

Para el intercambiador EX-1 que maneja dos líquidos con 85% en peso de agua aproximadamente, el coeficiente global de transferencia se puede aproximar al de un intercambiador agua-agua para los cuales dicho coeficiente es aproximadamente 150 BTU/(hr)(ft²)(°F).

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \quad [Ec. 4.12]$$

Donde:

ΔT_{ml} = Temperatura media logarítmica.

ΔT_1 = Temp. de entrada del fluido caliente – Temp. de salida del fluido frío.

ΔT_2 = Temp. de salida del fluido caliente – Temp. de entrada del fluido frío.

$$\Delta T_1 = T_{10} - T_6 \Rightarrow (240 - 190)^\circ F \Leftrightarrow \Delta T_1 = 50^\circ F$$

$$\Delta T_2 = T_{11} - T_5 \Rightarrow (164 - 115)^\circ F \Leftrightarrow \Delta T_2 = 49^\circ F$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(50 - 49)^\circ F}{\ln(50/49)} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 49,5^\circ F$$

Este intercambiador es del tipo de dos pasos por concha y múltiplos de cuatro pasos por tubo. Por lo que al valor de T_{ml} se le debe aplicar un factor de corrección para intercambiadores de este tipo, el cual según la bibliografía “Fundamentos de Transferencia de Calor” de F. Incropera [2] es 0,9 para las temperaturas de entrada y salida supuestas. De aquí que:

$$\Delta T_{ml} = 49,5^\circ F * 0,9 = 44,6^\circ F$$

Por lo que para una planta recuperadora de CO_2 de 100 Ton/día, el área de transferencia de calor para el intercambiador EX-1 es la siguiente:

$$A_{transf} = \frac{\dot{Q}_{5-6}}{U * \Delta T_{5-6}} \Rightarrow \frac{42.029.250 \text{ Btu} / \text{hr}}{150 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} * \text{ft}^2 * ^\circ F} * 44,6^\circ F} \Rightarrow A_{transf} = 6290 \text{ ft}^2$$

Pero como en este caso el intercambiador es de 2 conchas montadas una sobre la otra, el área por concha es la mitad, $A_{transf}(\text{por concha})=3145\text{ft}^2$.

Enfriador de MEA (E-1):

Este intercambiador posee el mismo coeficiente global de transferencia de calor pues el fluido de enfriamiento es agua y el fluido a enfriar es 85% agua y 15% MEA.

$$\Delta T_1 = T_{11} - T_{32} \Rightarrow (164 - 120)^\circ F \Rightarrow \Delta T_1 = 44^\circ F$$

$$\Delta T_2 = T_{12} - T_{31} \Rightarrow (145 - 90)^\circ F \Rightarrow \Delta T_2 = 55^\circ F$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(44 - 55)^\circ F}{\ln(44/55)} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 49,3^\circ F$$

Para los niveles de temperatura de este intercambiador el factor de corrección es el siguiente:

$$\Delta T_{ml} = 49,3^{\circ} F * 0,92 = 45,4^{\circ} F$$

Partiendo de aquí podemos aplicar la Ec. 4.11 como sigue:

$$A_{transf} = \frac{Q_{31-32}}{U * \Delta T_{31-32}} \Rightarrow \frac{10.335.000 Btu / hr}{150 \frac{BTU}{hr * ft^2 * ^{\circ} F} * 45,4^{\circ} F} \Rightarrow A_{transf} = 1518 ft^2$$

Enfriadores de CO₂ (E-3, E-4 y E-5):

Estos enfriadores de gas los vamos a suponer de tubos aletados dentro de una concha y vamos a aproximarlos para aplicarles el mismo criterio de tamaño con respecto al área de transferencia de calor que el resto de los intercambiadores.

Por ser de capacidades muy parecidas los 3 enfriadores, 234.000, 398.700 y 336.250 BTU/hr para los enfriadores E-3, E-4 y E-5 respectivamente se seleccionó el enfriador de mayor capacidad E-4 para los cálculos y se tomó ese tamaño para los tres enfriadores. Como estos son enfriadores liquido-gas, el coeficiente global de transferencia de calor disminuye a 5 BTU/(hr)(ft²)(°F).

$$\Delta T_1 = T_{22} - T_{40} \Rightarrow (300 - 120)^{\circ} F \Leftrightarrow \Delta T_1 = 180^{\circ} F$$

$$\Delta T_2 = T_{23} - T_{39} \Rightarrow (100 - 90)^{\circ} F \Leftrightarrow \Delta T_2 = 10^{\circ} F$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(180 - 10)^{\circ} F}{\ln(180/10)} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 58,8^{\circ} F$$

Para los niveles de temperatura de este intercambiador, el factor de corrección es el siguiente:

$$\Delta T_{ml} = 58,8^{\circ} F * 0,7 = 41,2^{\circ} F$$

Aplicando la *Ec. 4.11* para una planta de 100 Ton/día tenemos:

$$A_{transf} = \frac{\dot{Q}_{39-40}}{U * \Delta T_{39-40}} \Rightarrow \frac{398.715 Btu / hr}{5 \frac{BTU}{hr * ft^2 * ^{\circ} F} * 41,2^{\circ} F} \Rightarrow A_{transf} = 1936, ft^2$$

Rehervidor (E-2)

Para el cálculo del tamaño del rehervidor también se asumió la longitud estándar de 16 pies y su área de transferencia se calcula en base a la *Ec. 4.11*. Según el *Chemical Process Equipment Selection and Design* [5], el máximo flujo de calor en hervidores es 10.000 BTU/(hr)(ft²) de donde:

$$\frac{\dot{Q}}{A_{transf}} \max. = 10.000 \frac{BTU}{hr * ft^2} \quad [Ec. 4.13]$$

De manera que para el rehervidor de la planta de 100Ton/día se tiene:

$$A_{transf} = \frac{\dot{Q}_{33-34}}{10.000 \frac{BTU}{hr * ft^2}} \Rightarrow \frac{26.928.000 BTU / hr}{10.000 \frac{BTU}{hr * ft^2}} \Rightarrow A_{transf} = 2693 ft^2$$

Tabla 4.10 Dimensiones de los intercambiadores de calor en relación a la capacidad de planta

Cap. Planta (Ton de CO ₂ /día)	Área de Transferencia (ft ²)				Diámetro de la concha (m)				Área que ocupan en el suelo (m ²)			
	A	B	C	D	A	B	C	D	A	B	C	D
Intercamb.												
25	786	380	484	673	0.9	0.6	0.9	0.9	4.4	2.9	4.4	4.4
50	1573	759	968	1347	1.2	0.9	0.9	1.2	5.9	4.4	4.4	5.9
75	2359	1139	1452	2020	1.5	1.2	1.2	1.5	7.3	5.9	5.9	7.3
100	3145	1518	1936	2693	1.8	1.2	1.5	1.5	8.8	5.9	7.3	7.3
150	4718	2277	2904	4040	2.1	1.5	1.5	1.8	10.2	7.3	7.3	8.8
200	6290	3036	3872	5386	2.4	1.5	1.8	2.1	11.7	7.3	8.8	10.2
250	7865	3795	4840	6735	2.7	1.8	2.1	2.4	13.2	8.8	10.2	11.7
300	9435	4554	5808	8079	3.0	2.1	2.4	2.7	14.6	10.2	11.7	13.2

Donde:

A = Intercambiador EX-1

B = Intercambiador E-1

C = Intercambiadores E-3, E-4 y E-5

D = Intercambiador E-2

4.3.3- Tamaño de los Tanques

Tanque de Almacenamiento de CO₂ (TK-3):

Suponiendo un tanque capaz de almacenar la producción de un día tenemos:

$$Vol_{Tanque} = \frac{M}{\rho} \quad [Ec. 4.14]$$

Donde:

M = Masa que almacena el tanque

ρ = Densidad del fluido de almacenamiento

Sabiendo que el CO₂ se almacena en estado líquido a 300 psia y 0° F, Condiciones en las cuales la densidad de este fluido es 63,5 lb/ft³ = 1017,8 Kg/m³, para 100Ton tenemos:

$$\text{Vol}_{\text{Tanque}} = \frac{100.000\text{Kg}}{1017,8\text{Kg/m}^3} \Rightarrow \text{Vol}_{\text{Tanque}} = 98.25\text{m}^3 \rightarrow 25.955\text{Galones}$$

De esta manera tenemos un estimado del volumen del tanque con relación a la capacidad del mismo, sin embargo, las dimensiones y el espacio que ocupa en el suelo no son relevantes para el estudio, pues como será explicado en el Capítulo V la ubicación del tanque es distante del resto de los equipos en un espacio suficientemente abierto.

Tanques de almacenamiento de Amina y Permanganato (TK-1 y TK-2):

El flujo de salida de estos tanques es 1,8kg/hr (4lb/hr), lo que es aproximadamente 0,5 galones por hora, considerando una capacidad de almacenamiento de un mes, los tanques para una planta de 100 Ton/día deben ser capaces de almacenar 360 galones al mes. En la *Tabla 4.11* se presentan las dimensiones API estándar para este tipo de tanques de almacenamiento, la disposición de los mismos es horizontal.

Tabla 4.11 Dimensiones de los tanques de amina y permanganato en relación a la capacidad de la planta				
Cap. Planta (Ton/día)	Volumen (Galones)	Diámetro (m)	Longitud (m)	Área que ocupa (m²)
25	90	1,1	1,2	1,3
50	180	1,1	1,2	1,3
75	270	1,1	1,2	1,3
100	360	1,2	1,8	2,2
150	540	1,2	1,8	2,2
200	720	1,6	1,8	2,9
250	900	1,6	1,8	2,9
300	1080	1,6	1,8	2,9

4.3.4- Tamaño de los Compresores

Compresores JC-1 y JC-2

Para el tamaño de los compresores nos basaremos en el espacio ocupado por cada compresor en una planta de 25 Ton/día, el cual es de 2,5 m², incluyendo el motor acoplado, distribuido este espacio de forma cuadrada. Extrapolando este valor aplicándole un factor de crecimiento parecido al obtenido en promedio para el resto de los equipos, obtenemos la *Tabla 4.12*.

4.3.5- Tamaño del Equipo de Refrigeración (G-1)

Según un estudio realizado en la Universidad Simón Bolívar (Muñoz y Rivera) [3] el equipo de refrigeración utilizado por una planta de 25 Ton/día ocupa un espacio de 8 m² distribuidos en forma cuadrada, al igual que el caso de los compresores, extrapolando este valor aplicándole un factor de crecimiento parecido al obtenido en promedio para el resto de los equipos obtenemos la *Tabla 4.13*.

Tabla 4.12 Dimensiones de los compresores en relación a la capacidad de la planta		
Capacidad de la planta (Ton de CO₂/día)	Largo x Ancho (m)	Área que ocupan en el suelo (m²)
25	1,6x1,6	2,5
50	1,6x1,6	2,5
75	1,9x1,9	3,5
100	1,9x1,9	3,5
150	2,1x2,1	4,5
200	2,1x2,1	4,5
250	2,3x2,3	5,5
300	2,3x2,3	5,5

Tabla 4.13 Dimensiones del equipo de refrigeración en relación a la capacidad de la planta		
Capacidad de la planta (Ton de CO₂/día)	Largo x Ancho (m)	Área que ocupan en el suelo (m²)
25	2,8X2,8	8
50	3,2X3,2	10
75	3,4X3,4	11,5
100	3,5X3,5	12,5
150	3,8X3,8	14,5
200	3,9X3,9	15,5
250	4,1X4,1	16,5
300	4,2X4,2	17,5

4.3.6- Tamaño del Ventilador de Gases de Escape (TB-1)

Al igual que en el caso del equipo de refrigeración, basado en el espacio ocupado por éste en una planta de 25 Ton/día, se obtuvieron las dimensiones del ventilador de los gases de escape en relación a la capacidad de la planta, (Ver *Tabla 4.14*)

Tabla 4.14 Dimensiones del ventilador de gases de escape en relación a la capacidad de la planta		
Capacidad de la planta (Ton de CO₂/día)	Largo x Ancho (m)	Área que ocupan en el suelo (m²)
25	1X1	1
50	1X1	1
75	1,2X1,2	1.5
100	1,2X1,2	1.5
150	1,4X1,4	2
200	1,4X1,4	2
250	1,6X1,6	2.5
300	1,6X1,6	2.5

4.3.7- Tamaño de las Bombas

El área (distribuida en forma cuadrada) requerida por cada bomba es la siguiente:*

- De 0 a 450 g.p.m requiere 0,5 m² (g.p.m = galones por minuto)
- De 450 a 900 g.p.m requiere 1 m²
- De 900 a 1350 g.p.m requiere 1,5 m²

Extrapolando estos valores para mayores dimensiones tenemos:

- De 1350 a 2000 g.p.m requiere 2 m²
- De 2000 a 3500 g.p.m requiere 2,5 m²

En la Tabla 4.15 se listan los dichos valores para el resto de las capacidades:

Tabla 4.15 Área requerida por las bombas en relación a la capacidad de la planta			
Cap. Planta (Ton/día)	Área que ocupa la bomba (m²)		
Bomba:	A	B	C
25	0,5	0,5	0,5
50	1	0,5	0,5
75	1	0,5	0,5
100	1,5	1	0,5
150	2	1	0,5
200	2,5	1,5	0,5
250	2,5	2	0,5
300	2,5	2	0,5

Donde:

A = Bombas: J-2, J-3 y J-4

B = Bomba: J-1

C = Bombas: J-5, J-6, J-7, J-8, J-9, J-10

*(Los datos del área requerida por las bomba fueron tomados del estudio realizado en la Universidad Simón Bolívar (Muñoz y Rivera) [3]

CAP V: FACTIBILIDAD TÉCNICA

El objetivo de este capítulo es analizar todas las limitaciones técnicas para la instalación del sistema recuperador de CO₂ en planta, en cuanto a espacio, normativas, disponibilidad de insumos necesarios y cualquier otro factor que pueda tener alguna influencia, de manera de descartar opciones y acotar el problema de la factibilidad técnica.

5.1- UBICACIÓN DEL SISTEMA RECUPERADOR DE CO₂

El principal problema para la ubicación del sistema recuperador de CO₂ lo representa el espacio que este ocupa. Dicho espacio es función de la capacidad en Toneladas de CO₂ recuperadas al día por éste. El tamaño del sistema recuperador a instalarse depende de 2 factores principales: el espacio disponible y la demanda de CO₂ en el mercado nacional, la cual se encuentra fuera de los alcances de este proyecto. Para la ubicación del sistema se analizaron las siguientes opciones principales (Ver *Fig. 5.1*):

- A)** Ubicación del sistema en los alrededores de la chimenea de los gases de escape del generador de vapor.
- B)** Ubicación del sistema en el Galpón Climatizado, localizado fuera de la planta.

La mejor opción es aquella que resulte económicamente mas atractiva, sin embargo, primero deben ser técnicamente viables, por lo que para ambas se debe estudiar cuál es el sistema de capacidad máxima que se puede instalar en cada una y tomarlo como referencia para el estudio económico.

Las opciones “A” y “B” resultaron ser las dos únicas viables para la colocación del sistema. Sin embargo, estos no son los únicos espacios disponibles en planta, existen otros espacios como el helipuerto y la planta desalinizadora de agua, que

no presentan las condiciones necesarias para alojar un sistema de esta naturaleza.

En la *Fig. 5.1* se muestra la ubicación referente a la planta de las dos opciones:

5.1.1- Opción “A”: Ubicación en los Alrededores de la Chimenea

Esta opción considera la colocación del sistema justo en el lugar de salida de los gases de escape. En el anexo “A” la *Fig. A.1* se muestra el espacio disponible en los alrededores de la chimenea; este lugar cuenta con espacio de unos 335 m² aproximadamente, de los cuales unos 140 m² están limitados por una altura de 3,5 m. Los espacios que se muestran sombreados en la figura no están disponibles para la colocación de equipos pues ya se encuentran ocupados. El plano mostrado en dicha figura representa el espacio disponible alrededor de la chimenea de gases de escape de la Unidad # 9 y es exactamente igual al disponible en las unidades 7 y 8.

5.1.2- Opción “B”: Ubicación en el Galpón Climatizado

El galpón climatizado es un espacio perteneciente a La Electricidad de Caracas ubicado fuera de la planta a unos 70 metros de la chimenea más cercana. En el anexo “A”, *Fig. A.2* se muestra el espacio disponible en este lugar, que es aproximadamente unos 1535 m² sin límite de altura. Este se encuentra justo al lado de la calle principal de Arrecifes a lo largo de unos 135 metros.

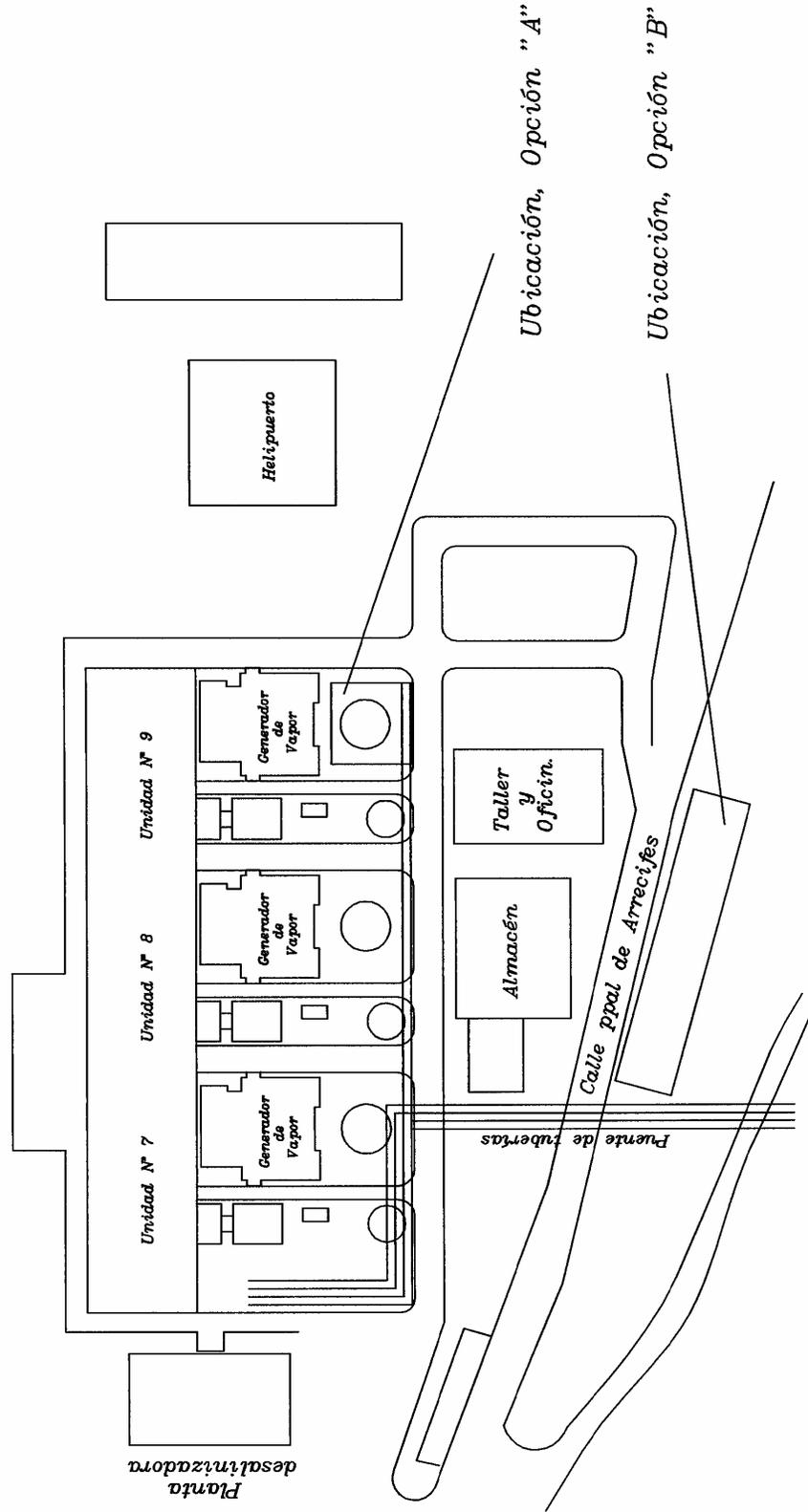


Fig. 5.1 Ubicación de las opciones A y B referente a la planta termoeléctrica

5.1.3- Ventajas y Desventajas de Ambas Opciones

La *Tabla 5.1* presenta un cuadro de ventajas y desventajas de ambas opciones estudiadas.

Tabla 5.1 Cuadro de ventajas y desventajas de las opciones de ubicación del sistema recuperador de CO₂			
Ventajas		Desventajas	
Opción “A”	Opción “B”	Opción “A”	Opción “B”
Ubicación justo en los alrededores de la chimenea.	Espacio 5 veces mayor que el de la opción “A”	Espacio relativamente limitado	Muy alejado de la salida de los gases de escape.
Espacio disponible distribuido en forma cuadrada.	Ubicación del sistema fuera de la planta, lo cual evita el aumento en el flujo vehicular.	Estaciones de gas y petróleo a los lados.	Espacio distribuido en un ancho muy pequeño respecto al largo.
Disponibilidad de todos los servicios necesarios		Aumentaría considerablemente el flujo vehicular en la planta	Servicios disponibles limitados.
Posibilidad de instalar en una unidad y luego ampliar a las otras.			

Como podemos apreciar, la opción más atractiva en cuanto a relación de ventajas y desventajas es la opción “A”; la principal desventaja de esta opción es el espacio relativamente limitado alrededor de la chimenea que obligaría a enclaustrar la planta de CO₂ de capacidad máxima de 75 Ton/día entre las estaciones de gas y petróleo. Por otra parte, la principal desventaja de la opción “B” es la distancia de traslado de los gases de escape desde la chimenea hasta el galpón climatizado, lo que representaría un costo extra bastante significativo debido al ventilador y el ducto de traslado de los gases de escape que debería colocarse, los cuales deben ser de acero anticorrosivo sumamente costoso. Además, la colocación del ducto en el puente de tuberías de la planta representaría una complicación extra, pues

en el mismo no se dispone de espacio suficiente para alojarlo. Otro factor en contra de la opción “B”, es que a pesar de que el espacio en el galpón climatizado es casi unas cinco veces mayor que el de los alrededores de la chimenea de los gases de escape, debido a la distribución de dicho espacio de manera lineal, la capacidad de la planta a colocar podría ser escasamente poco más del doble de la capacidad de la planta a colocar en los alrededores de la chimenea, mientras que la capacidad de ésta última puede ser triplicada con la instalación de plantas semejantes en las dos unidades restantes.

Por todo lo mencionado anteriormente se descarta la opción “B”, quedando como la opción más viable para la colocación de la planta recuperadora de CO₂ de los gases de escape la opción “A”. Sin embargo, esta sigue presentando un grave problema debido al aumento en el flujo vehicular dentro de la planta ocasionado por el llenado y traslado de los tanques o bombonas de CO₂. De esta manera surge como la opción más viable un híbrido entre las dos, la cual consiste en la ubicación del sistema de CO₂ en los alrededores de la chimenea y el tanque de almacenamiento en el galpón climatizado, conectados por medio de una tubería. El sistema recuperador del CO₂ se colocaría en la Unidad #7 (CRZ 7), que es la que se encuentra ubicada mas cerca del galpón climatizado (a unos 70 m). La tubería de interconexión debe ser aislada de unos 76 mm (3 pulg.) de diámetro y con un espesor de aislante de 38 mm (1,5 pulg.), pues el CO₂ líquido que circula dentro de ella se encuentra a unos -23° C (-10 °F), y se trasladaría a través del puente de tuberías de la planta.

Con esta ubicación híbrida entre las opciones “A” y “B” se evita el elevado flujo vehicular dentro de la planta y se dispone de mayor espacio en los alrededores de la chimenea, pues el área ocupada por el tanque de almacenamiento queda libre, proporcionando un espacio utilizable para realizar la elevación de equipos para las mediciones en la chimenea. Esta opción representa un aumento en los costos de inversión alrededor de unos 20.000\$, lo cual representa un incremento aproximado del 0,56% en los costos de inversión que se presentan en el Capítulo

VI, de manera que no se afecta importantemente la factibilidad económica del proyecto. A continuación en la *Fig. 5.2* se muestra la ubicación definitiva del sistema recuperador de CO₂ de los gases de escape.

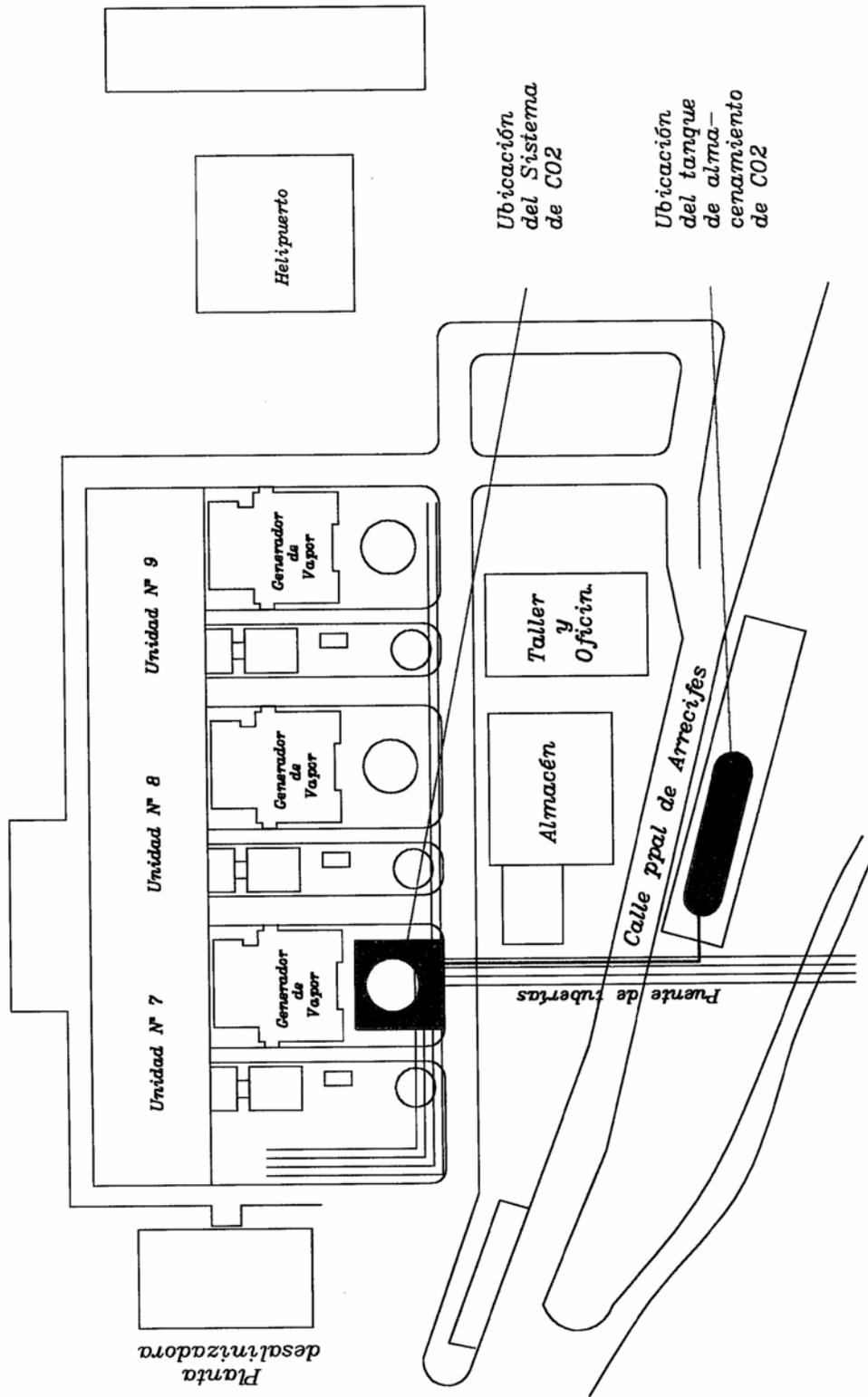


Fig. 5.2 Ubicación definitiva del sistema recuperador de CO₂ respecto a la planta

5.2- VISTA SUPERIOR DE LA PLANTA (“LAYOUT”)

La planta de mayor capacidad que se puede colocar en el espacio de los alrededores de la chimenea, resultante de la distribución de todos sus equipos, cuyo tamaño fue calculado en el capítulo V, es de 75 toneladas métricas al día. En la *Fig. 5.3* se presenta la vista superior de la planta (“Layout”) con cada uno de sus equipos, identificados por sus siglas correspondientes.

Entre los factores limitantes a la hora de realizar la distribución de equipos se tuvieron los siguientes:

- Todos los equipos (excepto el tanque de almacenamiento de CO₂) deben ser colocados dentro del espacio disponible.
- Las torres de absorción (T-101) y desorción (T-102) deben ser colocadas en el espacio que no está limitado por la altura del puente de tuberías, pues estos la sobrepasan.
- Debe dejarse libre el espacio frente a la puerta de la chimenea para que se pueda realizar cómodamente el mantenimiento de la misma.
- Los intercambiadores de calor deben poseer un espacio igual a su longitud al lado de ellos, de manera tal que sea posible sacar el haz de tubos a la hora de realizar algún mantenimiento.
- Los intercambiadores de calor EX-1 y E-1, E-2 y E-3, E-4 y E-5 al igual que los compresores JC-1 y JC-2, fueron colocados uno encima del otro para ahorrar espacio en el suelo y aprovechar el espacio vertical.
- Deben colocarse rejillas suspendidas para el acceso de las personas a los equipos, en los lugares donde el paso esté obstruido por bombas y tuberías.
- Debe colocarse un andamio sobre la planta de CO₂ en las ocasiones en que se realice mantenimiento mayor de la chimenea.

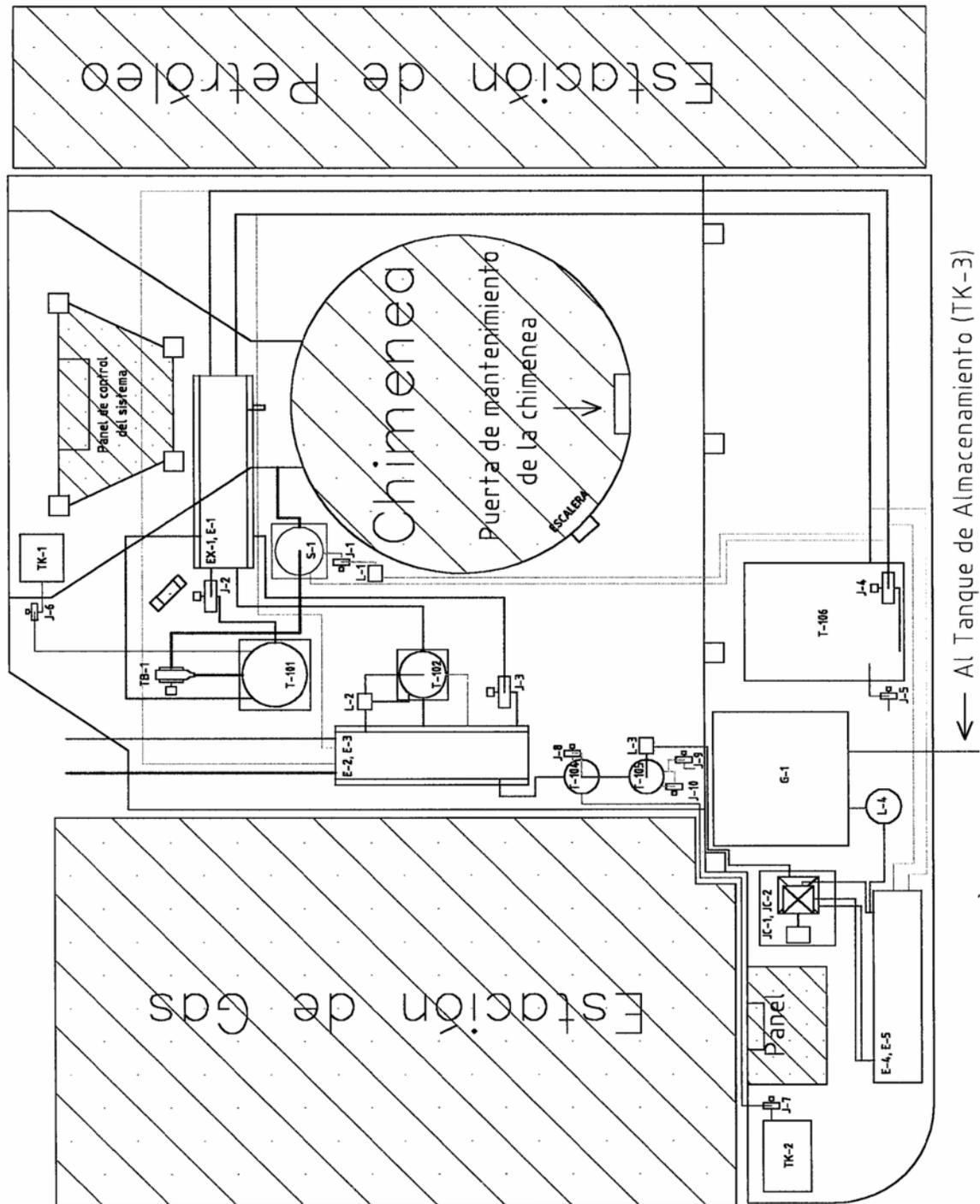


Fig. 5.3 Vista superior ("Layout") de la Planta recuperadora de CO₂ de 75 Ton/día de capacidad

5.3- INSUMOS DE LA PLANTA

5.3.1- Insumo de Vapor

El consumo de vapor representa el factor más importante a considerar en los costos de operación del sistema y está fuertemente influenciado por el diseño del proceso. Los parámetros que pueden afectar este consumo son: La temperatura de aproximación del intercambiador de calor de amina rica-pobre, la rata de reflujo de la torre de desorción y la presión de ésta.

Para un sistema con óptimo diseño, el consumo de vapor en cuanto a calor se refiere, es aproximadamente $3,6 \cdot 10^6$ Btu/Te = $4 \cdot 10^6$ Btu/Ton de CO₂ lo que es equivalente a 115 kg de vapor saturado a 345 KPag por m³ de solvente. Aproximando todo este consumo de vapor a las condiciones a las que se introduce en el rehervidor, se puede estimar el consumo de la planta de 75 Ton/día de la siguiente manera:

$$\dot{Q} = 4 \cdot 10^6 \text{ Btu/Ton} * \frac{75 \text{ Ton/día}}{24 \text{ h/día}} \Rightarrow \dot{Q} = 12.500.000 \text{ Btu/hr} \quad [\text{Ec. 5.1}] [1]$$

Como el consumo es de vapor saturado y se utiliza todo su calor latente hasta condensarlo tenemos:

$$\dot{m} = \frac{\dot{Q}}{h_{fg_del_vapor_saturado@41psia}} \Rightarrow \frac{12.500.000 \text{ Btu/hr}}{932 \text{ Btu/lb}} \Rightarrow \dot{m}_{vapor} = 13.410 \text{ lb/hr} \quad [\text{Ec. 5.2}]$$

Lo que es igual a 6.080 kg/h o 6,08 Ton/hr de consumo de vapor para producir 75 toneladas por día de CO₂.

Como la presión de este vapor es 2,88 kg/cm² absolutos (41 psia) y la presión del vapor destinado al destilador de amina no sobrepasa los 5 Kg/cm² (71,2 psia),

absolutamente todo el consumo de vapor de la planta recuperadora de CO₂ puede ser tomado del colector de vapor de 5 bar de la unidad, en caso que llegara a haber algún problema con dicho colector, el mismo se encuentra interconectado con el colector de vapor de 25 bar de la misma. El vapor en ambos colectores proviene de sendas extracciones en las turbinas de media y de baja presión de la unidad, por lo cual resulta más eficiente tomar el vapor del colector de 5 bar pues éste ya ha realizado más trabajo en la turbina, mientras que al vapor proveniente del colector de 25 bar se le debería realizar una mayor disminución de temperatura y presión lo cual representa una pérdida de energía innecesaria. Para que el vapor alcance las condiciones de presión y temperatura de trabajo a la entrada del rehervidor, se utilizan atemperadores que disminuyen la temperatura hasta la deseada y válvulas reguladoras de presión.

Otro factor importante a considerar es la devolución del condensado del vapor al ciclo luego que éste sale del rehervidor. La *Fig. 5.4* ilustra el recorrido del vapor utilizado por la planta recuperadora de CO₂. El lugar estipulado para la devolución del condensado es el desaireador de la unidad, donde se le remueve cualquier burbuja de aire que pueda tener para que nuevamente forme parte del agua del ciclo. Las condiciones de presión y temperatura en el desaireador, trabajando la unidad generadora a plena carga son: 7,7 kg/cm² y 169° C, mientras que las condiciones del condensado introducido son: 3 kg/cm² y 131° C de manera que al condensado se le debe elevar la presión hasta los 7,7 kg/cm² para poder introducirlo al desaireador, esto se logra con una pequeña bomba de capacidad no mayor de 1,5 HP. Por otra parte, la temperatura de entrada del condensado es casi 40° C menor que la temperatura en el desaireador; sin embargo, si analizamos las cantidades de fluido que entran al desaireador tenemos: 86 Ton/hr de vapor proveniente de la extracción de la turbina de media presión, y 1.196 Ton/hr de agua a 122° C proveniente de los precalentadores de media y baja presión. De manera que una cantidad de agua igual a 6 Ton/hr a 131° C no afecta el funcionamiento del desaireador, pues ésta se está introduciendo a una mayor temperatura que el agua proveniente de los precalentadores.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL VAPOR PARA EL SISTEMA DE CO₂

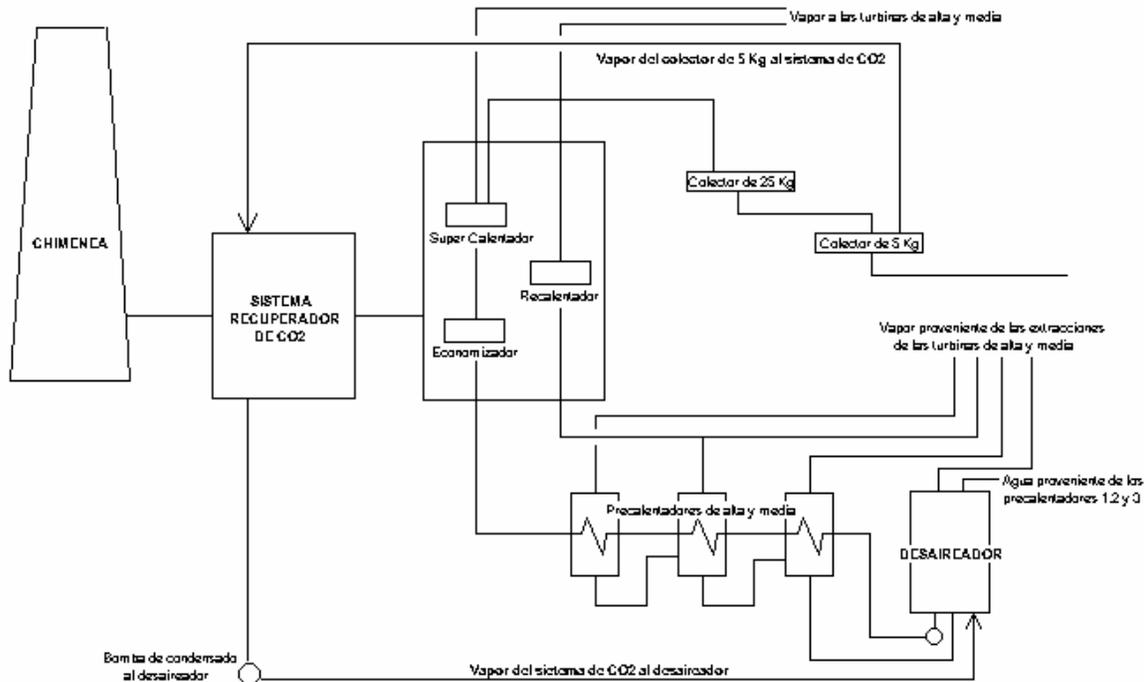


Fig. 5.4 Diagrama de flujo del vapor para el sistema recuperador de CO₂

5.3.2- Insumo Eléctrico

El consumo eléctrico de la planta generadora de CO₂ está liderado por los compresores, el equipo de refrigeración y el ventilador de gases de escape. Sin embargo, todo el conjunto de equipos que utilizan energía eléctrica para ser movilizados, como las bombas de circulación de agua de los intercambiadores de calor y los compresores, incrementan dicho consumo. A continuación se presentan los consumos de energía eléctrica de los distintos equipos de la planta recuperadora de CO₂ dependiendo del porcentaje de éste en los gases de escape, sin incluir la purificación y licuefacción del mismo.*

*(los valores fueron tomados del presupuesto realizado por la compañía "WittCold Systems, Inc". solicitado por AES. La Electricidad de Caracas para el desarrollo del presente proyecto)

Tabla 5.2 Consumo de energía eléctrica de los equipos de la planta de 75 Ton/día, sin incluir los sistemas de refrigeración y compresión

Equipo	Potencia requerida (kW)
Ventilador de gases de escape (TB-1)	150
Bomba de agua de lavado (T. Absorción)	22
Bomba de MEA rica (J-2)	22
Bomba de MEA pobre ((J-3)	22
“Scrubber” de SO _x (S-1)	63
Equipos restantes de la planta	81
Consumo Total	360

A este consumo debe agregarse el de los dos compresores y el equipo de refrigeración. El consumo de los compresores lo podemos aproximar calculando el trabajo que ellos realizan mediante la siguiente ecuación:

$$HP = \frac{\dot{m} * w_{ADIAB}}{33.000 * \eta_{TOTAL}} \quad [Ec. 5.3]$$

Donde:

HP = potencia requerida por el compresor en Caballos de Fuerza (HP).

\dot{m} = flujo másico del CO₂ en el compresor en lb/min.

w_{ADIAB} = trabajo específico adiabático que realiza el compresor. (pie-lb/lb)

η_{TOTAL} = eficiencia absoluta del sistema compresor-acople-motor eléctrico.

$$w_{ADIAB} = \left(\frac{1.545}{p.m} \right) * T_e * \left(\frac{r_c^{(k-1)/k} - 1}{(k-1)/k} \right) \quad [Ec. 5.4]$$

Donde:

w_{ADIAB} = trabajo específico adiabático

p.m = peso molecular (lbm/lbm-mol)

T_e = temperatura de entrada (en R)

r_c = relación de compresión

k = relación de calores específicos

Aplicando la Ec. 5.4 para las condiciones en el punto 20 (Ver Fig. 3.2) y $r_c=4$, obtenemos el valor de w_{ADIAB} :

$$w_{ADIAB} = \left(\frac{1.545}{44 \text{ lbm} / \text{lbm} - \text{mol}} \right) * (586,7R) * \left(\frac{4^{(1,284-1)/1,284} - 1}{(1,284-1)/1,284} \right)$$

$$\Rightarrow w_{ADIAB} = 33.421,8(\text{pie} - \text{lb}) / \text{lb}$$

Aplicando la *Ec. 5.3*, suponiendo una eficiencia total para el sistema de compresión del 65% y aproximando el mismo valor para ambos compresores por la similar relación de compresión y temperatura de entrada, tenemos:

$$HP = \frac{125 \text{ lb/min} * 33.421,8 (\text{pie} - \text{lb}) / \text{lb}}{33.000 * 0,65} \Rightarrow HP = 194,8$$

Por lo tanto, la potencia eléctrica requerida aproximada, debido a la compresión del CO₂ es la siguiente:

$$\text{Pot} = (194,8 \text{ HP / compresor}) * 2 \text{ compresores} * 0,7456 \text{ kW / HP} \Rightarrow \text{Pot} = 290,5 \text{ kW}$$

Para estimar el consumo de energía eléctrica debido al sistema de refrigeración del dióxido de carbono, debemos primero conocer la capacidad estimada del mismo. Este sistema se divide en dos: el de enfriamiento y condensación de CO₂, y el de conservación del mismo a la temperatura del tanque del almacenamiento.

La capacidad debida a la refrigeración y condensación del CO₂ se estima calculando la cantidad de calor que se extrae del mismo, como sigue:

$$\dot{Q} = \dot{m}_{CO_2} * (h_e - h_s) \quad [\text{Ec. 5.5}]$$

Donde:

\dot{m}_{CO_2} = flujo másico de CO₂ en lb/hr

h_e = entalpía específica a la entrada del sistema.

h_s = entalpía específica a la salida del sistema.

De manera que el calor que se necesita extraer es el siguiente:

$$\dot{Q} = 7500 \text{ lb/hr} * (96,2 - 74,7) \text{ Btu / lb} \Rightarrow \dot{Q} = 161.250 \text{ Btu / hr} \rightarrow 13,43 \text{ TR}$$

Multiplicando este valor por un sobre-dimensionamiento de 1,3 obtenido mediante las tablas de equipos de refrigeración [4], considerando el calor generado por los motores y demás componentes del equipo de refrigeración, tenemos:

$$13,43TR * 1,3 \Rightarrow \dot{Q} = 17,5TR$$

Se estima que la capacidad de refrigeración necesaria para conservar el CO₂ a -17,8° C (0° F) es de 1 TR por cada 10 Ton de CO₂ almacenadas. De manera que para un tanque de almacenamiento de 300 Ton de capacidad, el sistema de refrigeración debe proporcionar 30 TR.

De manera que la capacidad total del sistema de refrigeración para una planta de recuperación de CO₂ debe ser: 17,5+30 = 47,5 TR.

La energía necesaria para un sistema de refrigeración con temperatura de evaporación cercana a los 26,1° C (-15° F) se puede estimar como 1 HP por cada tonelada de refrigeración del sistema, de manera que el equipo de refrigeración consume 47,5 HP de potencia. De aquí que el consumo en kW es el siguiente:

$$47,5HP * 0,7456kW / HP \Rightarrow Pot = 35,5kW \quad [Ec. 5.6]$$

Tomando en cuenta que para la selección de esta capacidad se supuso una operación de 24 horas al día, tenemos que la energía consumida por la planta es la suma de todos los consumos de la planta por las horas de operación:

Potencia Total = 360 kW de los equipos en general de la planta
 + 290,5 kW en la compresión del CO₂
 + 35,5 kW en la refrigeración y conservación del CO₂

Potencia Eléctrica total requerida por la planta recuperadora de CO₂ para una producción de 75 Ton/día = 686 kW.

Suponiendo una operación de la planta de 24h/día, tenemos el siguiente consumo de energía:

$$\text{Consumo}_{\text{Energético}} = 686kW * 24hr / \text{día} \Rightarrow 16.464(kW - h) / \text{día} \quad [Ec. 5.7]$$

Para el suministro de esta demanda eléctrica se encuentra disponible la Barra de Servicios Comunes de la planta, la cual es capaz de suministrar toda esa cantidad de energía a 480 Voltios. Para la instalación de este servicio se realizaría una extensión de la bandeja de cables que pasa por los alrededores del tanque de agua desmineralizada, pasando ésta por el puente de tuberías y llevándola hasta el panel de control de la planta. Igualmente existe disponibilidad de una celda y un interruptor para la planta, la celda 23 y el interruptor MCC-OLG21.

5.3.3- Insumo de Solvente

En funcionamiento normal, la planta recuperadora de CO₂ posee pérdidas de solvente (MEA). Estas pérdidas son debidas a la degradación, fuga, derramamiento y pérdida de vapores de amina. Los principales factores en la degradación de la amina son la temperatura y el mantenimiento de la solución. La degradación térmica se controla minimizando las temperaturas de bulbo y de superficie y los tiempos de residencia en el rehervidor, desorbedor y destilador de amina. Por supuesto, al disminuir estos parámetros, se reduce la capacidad de la planta, por lo que se debe alcanzar un nivel óptimo de operación donde se compense la pérdida de solvente por degradación térmica con la producción de CO₂. Para reducir la degradación de solvente debida a productos degradantes provenientes de los gases de combustión se utilizan lechos de carbón. Por otra parte, se requiere suficiente oxigenación de la solución para mantener la efectividad del inhibidor de corrosión que controla las pérdidas de solvente debidas a la corrosión. Las pérdidas por vaporización son controladas con el buen diseño de la zona de lavado con agua y los filtros eliminadores de humedad de la torre de absorción.

Las pérdidas totales promedio de solvente para una planta bien manejada que procesa gases de escape producto de la quema de gas natural, se pueden estimar como 1,6 kg de solvente por Tonelada de CO₂ producida.

En caso que durante la operación de la planta se queme “fuel-oil”, se pierde una cantidad de solvente adicional equivalente a 2 moles de MEA por mol de SO_x que entra en la torre de absorción. Los “scrubber” de SO_x son diseñados para reducir los niveles de SO_2 por debajo de las 10 ppm; sin embargo, la mayoría del SO_3 presente pasará a través del “scrubber” y reaccionará con la MEA en la misma manera que el SO_2 residual. De manera que este compuesto en los gases de escape ocasionará una pérdida de solvente inevitable debido a la formación de sales sulfúricas no regenerables; dichas pérdidas se estiman mediante la siguiente ecuación:

$$kg_MEA/Ton_CO_2 = 0,5 * \left(\frac{ppm_SO_x_entrando_al_absorbedor}{\%CO_2_en_los_gases_de_escap} \right) \quad [Ec. 5.8] [1]$$

De manera que para una planta con 75Ton/día de capacidad, el consumo de solvente operando a plena carga, con 100% de gas natural es 5 kg/hr.

A este consumo se le debe agregar el de la *Ec. 5.8* en los casos en que se trabaje quemando 100% “fuel-oil”, que suponiendo una concentración de SO_x de 8 ppm y 11% de CO_2 en los gases de escape, es el siguiente:

$$0,5 * \left(\frac{8}{11} \right) \Rightarrow 0,36kg_MEA/Ton_CO_2$$

De aquí que para la misma capacidad de la planta, pero quemando 100% “fuel-oil”, el consumo de amina de reposición asciende a 6,12 kg/hr. Ligado al consumo de solvente esta el del aditivo inhibidor de corrosión, que debe ser agregado a la misma para realizar su reposición.

5.3.4- Insumo de Agua

Existen dos corrientes de agua en el sistema, el agua de procesos y el agua de enfriamiento. La planta recuperadora de CO_2 puede ser productora o consumidora

neta de agua de procesos, dependiendo del contenido de agua en los gases de escape. La Torre de lavado de gases de escape (Enfriador de contacto directo) generalmente produce agua que puede ser filtrada y utilizada en el proceso, en el caso de nuestra planta, el “scrubber” de SO_x cumple la función de esta torre. El mayor consumo de agua en el proceso lo representa el sistema de lavado con agua de la torre de absorción. La planta puede ser diseñada en función de mantener el balance entre consumo y producción de agua de procesos, de manera que no se necesite un consumo de esta agua.

En cuanto al agua de enfriamiento se refiere, por ser un ciclo cerrado con torre de enfriamiento, el consumo que presenta es el referido al agua de reposición de este sistema, que es debido a las pérdidas producto del arrastre del agua por el flujo de aire en la torre de enfriamiento y a las posibles fugas en el sistema. El agua de reposición debida a estas pérdidas se supone como el 2% del total de agua de enfriamiento que circula por el sistema. Para una planta de 75 Ton/día de capacidad, la rata de circulación de agua es 165 Ton/hr ($165 \text{ m}^3/\text{hr}$) (Ver flujo del punto 28 de la *Tabla 3.2*), por lo que el consumo estimado de agua de reposición será 3,3 Ton/hr ($3,3 \text{ m}^3/\text{hr}$).

Para el suministro de las 3,3 toneladas por hora de agua de reposición, se dispone de suficiente capacidad en la planta desaladora de Ampliación Tocoa, la cual posee 3 unidades con una capacidad de 62,5 toneladas por hora cada una, sin embargo, el agua mas adecuada para los intercambiadores de calor es el agua potable para evitar la corrosión, por lo que el suministro de agua de enfriamiento se realizará por esta vía.

5.3.5- Insumo de Carbón Activado

El consumo de carbón activado para la purificación del CO_2 se estima como un promedio de 0,075 kg de este producto por tonelada de CO_2 producida. Este valor se obtiene suponiendo un cambio del carbón cada tres meses.

5.4- DESECHOS DE LA PLANTA

Una planta recuperadora de CO₂, en la cual se procesan productos de la combustión del gas natural, produce tres corrientes de desechos: desechos de destilador de amina, pérdida de carbón en el filtro de carbón activado y elementos de filtro del lecho de carbón. La cantidad de desechos de amina generados en el proceso es función de la composición de los gases de escape y las condiciones de operación de la planta. Los desechos generados por el destilador de amina se pueden estimar como 0.003 m³/Ton de CO₂, lo que significa unos 225 litros diarios de amina de desecho, los cuales pueden ser eliminados por incineración. El carbón desperdiciado en el filtro de carbón activado puede ser retornado al vendedor para su reciclaje. Los elementos de filtro de los lechos de carbón pueden contener partículas de los gases de escape y otros componentes, por lo que es recomendable disponer de un espacio para la colocación de los mismos.

En caso que se opere la planta procesando gases de escape producto de la quema de “fuel-oil”, se produce un importante desecho extra en el “scrubber” de SO_x. Este desecho es el producto de la reacción química que neutraliza el óxido de azufre, el cual es una cal que debe ser depositada en una piscina en un espacio abierto. Este producto también puede ser vendido al mercado para la fabricación de yeso.

Para el depósito de todos estos desechos se dispone de un espacio perteneciente a La Electricidad de Caracas denominado “La Explanada”, aquí se puede ubicar la piscina de cal para el depósito de los desechos del “scrubber” de SO_x, así como una zona de incineración de la amina de desecho y una zona de depósito de los desechos de filtro. Esto implica que dentro de la operación de la planta se debe incluir el transporte rutinario de estos desechos, así como también se debe considerar el espacio disponible para manejarlos en la distribución de la planta.

5.5- AFECCIÓN DEL SISTEMA RECUPERADOR DE CO₂ A LA CENTRAL TERMOELÉCTRICA

Un sistema recuperador de CO₂ instalado dentro de la central termoeléctrica representa un componente adicional que no fue tomado en cuenta a la hora de diseñar la misma. Debido a esto, la generación de energía eléctrica se verá afectada, y el grado de afección aumenta con la capacidad del sistema recuperador de CO₂. Los inconvenientes que representa la instalación del sistema son los siguientes:

- Disminución de la eficiencia de la central.
- Ocupación de un espacio en planta.
- Aumento del flujo vehicular y de personas en la planta.

5.5.1- Disminución de la Eficiencia de la Central

Los dos parámetros que disminuyen la eficiencia del ciclo son el consumo de vapor y de electricidad, debido a que se quema mas combustible para generar el vapor necesario para el sistema de CO₂ y se produce una menor cantidad neta de energía, pues una parte es consumida por el mismo sistema. Para estimar la disminución de la eficiencia nos basaremos en el concepto del “heat rate” (rata de calor), ésta es una medida de la cantidad de calor (en Btu) necesaria para generar 1kW-h de energía eléctrica, de manera que a mayor “heat rate” menor eficiencia del sistema. La cantidad de calor está relacionada directamente con la cantidad de combustible por medio del poder calorífico del mismo. En la planta Ampliación Tocoa se calculan dos tipos de “heat rate”, el bruto y el neto. El primero sólo toma en cuenta la cantidad de calor necesaria para generar la cantidad de energía eléctrica medida directamente en los bornes de los generadores eléctricos, mientras que el segundo toma en cuenta la misma cantidad de calor, pero a la cantidad de energía eléctrica generada se le resta el consumo de los equipos

auxiliares. La planta de CO₂ se tomaría en cuenta como un auxiliar extra a la hora de calcular el “heat rate” neto.

Para estimar el aumento en el “heat rate” utilizaremos la siguiente ecuación:

$$H.R = \frac{Q}{E} \Rightarrow H.R' = \frac{Q + Q_{CO_2}}{E - E_{CO_2}} \quad [Ec. 5.9]$$

Donde:

H.R = “heat rate” sin planta de CO₂ (Btu/kW-h)

H.R' = “heat rate” con la planta de CO₂ funcionando (Btu/kW-h)

Q = Cantidad de calor generado en el generador de vapor (Btu)

Q_{CO₂} = Cantidad de calor consumido por la planta de CO₂

E = Cantidad de energía eléctrica generada (kW-h)

E_{CO₂} = Cantidad de energía eléctrica consumida por la planta de CO₂ (kW-h)

Los valores de referencia para el “heat rate” que utilizaremos son los siguientes:

- H.R_{BRUTO} = 9,700 Btu/kW-h
- H.R_{NETO} = 10,000 Btu/kW-h

Estos son valores promedio del “heat rate” de la planta funcionando a unos 430 MW.

Aumento en el “heat rate” bruto a 430MW:

Para calcular el nuevo “heat rate” bruto utilizaremos la *Ec. 5.9*; en este caso la cantidad de calor necesaria para el sistema de CO₂ funcionando a su máxima capacidad, como se calcula más adelante en el Capítulo VI, es:

$$\dot{Q}_{CO_2} = 4.146.268 \text{ Btu/Ton. de CO}_2 * 3,125 \text{ Ton/hr} \Rightarrow \dot{Q}_{CO_2} = 12.957.088 \text{ Btu/hr} \quad [Ec. 5.10]$$

Aplicando la *Ec. 5.9*, considerando que para el cálculo del H.R'_{BRUTO}, E_{CO₂} = 0, y que para una carga de 430 MW, E = 430.000kW-h en una hora y por ende Q = (430.000 * 9,700) Btu en una hora, tenemos:

$$H.R' = \frac{Q + Q_{CO_2}}{E - E_{CO_2}} \Rightarrow \frac{4.171 * 10^6 \text{ Btu} + 13 * 10^6 \text{ Btu}}{430.000 \text{ kW} - h} \Rightarrow H.R'_{BRUTO} = 9.730 \text{ Btu} / \text{kW} - h$$

$$\%de.aumento = \frac{(9.730 - 9700) \text{ Btu} / \text{kW} - h}{9.700 \text{ Btu} / \text{kW} - h} * 100 \Rightarrow \%de.aumento = 0,31 \quad [Ec. 5.11]$$

Aumento en el "heat rate" neto a 430MW:

Para realizar este cálculo, dejaremos fija la cantidad de calor generado en el generador de vapor en $Q = 4.171 * 10^6$ Btu, de manera que la cantidad neta de energía eléctrica generada es $E = (4.171 * 10^6 / 10.000)$ kW-h. El consumo de energía eléctrica del sistema de CO₂ calculado fue $E_{CO_2} = 686$ kW-h por hora, de manera que aplicando la Ec. 5.9 tenemos:

$$H.R' = \frac{Q + Q_{CO_2}}{E - E_{CO_2}} \Rightarrow \frac{(4.171 * 10^6 + 13 * 10^6) \text{ Btu}}{(417.100 - 686) \text{ kW} - h} \Rightarrow H.R'_{NETO} = 10.050 \text{ Btu} / \text{kW} - h$$

$$\%de.aumento = \frac{(10.050 - 10.000) \text{ Btu} / \text{kW} - h}{10.000 \text{ Btu} / \text{kW} - h} * 100 \Rightarrow \%de.aumento = 0,50$$

Aumento en el "heat rate" bruto a 200MW:

Para el aumento de ambos "heat rate" a 200MW (considerada la carga mínima de las unidades) tomaremos como referencia los mismos valores base de $HR_{BRUTO} = 9.700$ Btu/kW-h y $HR_{NETO} = 10.000$ Btu/kW-h; aunque eso no es necesariamente cierto, pues la planta tiene sus cargas de máxima eficiencia, es una buena aproximación.

$$H.R' = \frac{Q + Q_{CO_2}}{E - E_{CO_2}} \Rightarrow \frac{1.940 * 10^6 \text{ Btu} + 13 * 10^6 \text{ Btu}}{200.000 \text{ kW} - h} \Rightarrow H.R'_{BRUTO} = 9.765 \text{ Btu} / \text{kW} - h$$

$$\%de.aumento = \frac{(9.765 - 9700) \text{ Btu} / \text{kW} - h}{9.700 \text{ Btu} / \text{kW} - h} * 100 \Rightarrow \%de.aumento = 0,67$$

Aumento en el “heat rate” neto a 200MW:

$$H.R' = \frac{Q + Q_{CO_2}}{E - E_{CO_2}} \Rightarrow \frac{1.940 * 10^6 \text{ Btu} + 13 * 10^6 \text{ Btu}}{194.000 - 686 \text{ kW} - \text{h}} \Rightarrow H.R'_{BRUTO} = 10.103 \text{ Btu} / \text{kW} - \text{h}$$

$$\%de.aumento = \frac{(10.103 - 10.000) \text{ Btu} / \text{kW} - \text{h}}{10.000 \text{ Btu} / \text{kW} - \text{h}} * 100 \Rightarrow \%de.aumento = 1,03$$

Realizando los mismos cálculos para 330 MW (considerada la carga promedio de las unidades), obtenemos la *Tabla 5.3*. De la misma manera, en la Fig 5.5 se representa la tendencia del porcentaje de aumento del “heat rate” de la unidad generadora en la que se encuentra instalado el sistema recuperador de CO₂ con la disminución de la capacidad de operación de la misma. En dicha figura se puede observar que a medida que la carga de operación de la unidad generadora disminuye, la pendiente de la curva aumenta, por lo que el incremento en el “heat rate” es mayor por cada MW de capacidad de operación que se disminuye. Esto es debido a que mientras menor sea la capacidad de generación, mayor es la afcción al “heat rate” de la unidad, pues la cantidad de energía que se extrae de ésta para el sistema recuperador de CO₂ es la misma, pero la cantidad de energía eléctrica generada es menor.

Tabla 5.3 Aumento en el “heat rate” debido a la operación de la planta recuperadora de CO₂

Capacidad de Operación Unidad (kW-h)	Tipo de H.R	H.R Planta Original (Btu/kW-h)	H.R Planta con sist. de CO ₂ (Btu/kW-h)	% de aumento en el H.R
200 MW	BRUTO	9.700	9.765	0,67
	NETO	10.000	10.103	1,03
330 MW	BRUTO	9.700	9.739	0,40
	NETO	10.000	10.062	0,62
430 MW	BRUTO	9.700	9.730	0,31
	NETO	10.000	10.050	0,50

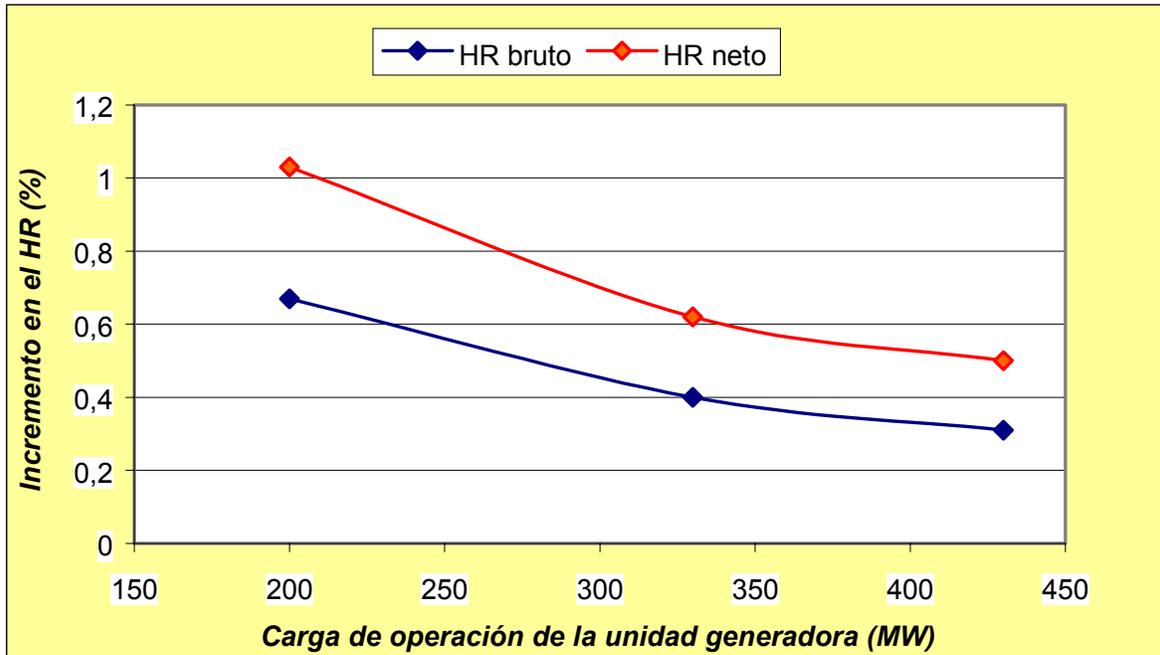


Fig. 5.5 Porcentaje de incremento en el "heat rate" de la unidad generadora de energía eléctrica, con la disminución de la carga de operación de la misma debido al funcionamiento del sistema recuperador de CO₂ a su máxima capacidad.

5.5.2- Ocupación de Espacio en Planta

Como se puede observar en la vista superior de la planta de CO₂ (Ver Fig. 5.3), ésta ocupa un espacio considerable a los alrededores de la chimenea, lo que ocasiona ciertos inconvenientes con los cuales se debe lidiar, que se mencionan a continuación:

- Mantenimiento de la chimenea: durante estas operaciones suelen caer trozos de pintura y concreto que pueden dañar los equipos de la planta de CO₂, esto significa que debe colocarse un andamio con tablas de madera sobre dicha planta para protegerla. La altura de este andamio puede llegar a superar los 30 m, pues éste debe estar por encima de la torre de absorción.

- Mediciones en la chimenea: cada cierto tiempo se realizan mediciones de la cantidad y características de los gases de escape, para realizar estas operaciones es necesario subir equipos de peso mediano por medio de poleas hasta una altura de 60 m en la chimenea. Al encontrarse ocupado el espacio alrededor de la chimenea, esta tarea puede tornarse sumamente difícil y engorrosa, además que debe ser realizada con mayor cuidado para evitar que uno de los equipos de medición caiga, ocasionando daños en la planta de CO₂. Lo más recomendable a priori es realizar estas mediciones en una de las chimeneas que no posea el sistema de recuperación de CO₂ en sus alrededores.

- Obstrucción del paso: otro inconveniente es la obstrucción del paso por esta zona debido a la agrupación de gran cantidad de equipos y tuberías; este inconveniente puede ser solventado mediante la colocación de rejillas y escaleras entre los equipos, de manera de crear un canal de circulación para las personas.

5.5.3- Aumento en el Flujo Vehicular y de Personas en la Planta

La operación de la planta recuperadora de CO₂ implica el traslado y eliminación de los desechos de la misma, esto significa que el flujo de vehículos y personas dentro de la planta se verá incrementado. Para evitar inconvenientes y accidentes debe realizarse una buena planificación de estas operaciones de manera de adecuarlas al funcionamiento de la planta.

5.6- AFECCIÓN DEL PROCESO AL AMBIENTE

Entre las limitantes que acotan todo proyecto de este tipo, una de las mas importantes está representada por los estándares ambientales, estos pueden llevar a realizar cambios substanciales en el diseño de la planta para poder cumplir con los límites permisibles de emisiones de gases contaminantes y de

invernadero, partículas, etc. Una de las principales ventajas de las plantas recuperadoras del CO₂ de los gases de escape es que necesariamente deben disminuir los niveles de ciertos tipos de gases como SO_x y CO₂ para poder funcionar y obtener su producto, por lo tanto, independientemente de que la recuperación del dióxido de carbono sea con fines comerciales o ambientales, al analizar una central termoeléctrica con sistema recuperador de CO₂ contra una de las mismas características sin sistema recuperador de CO₂, el impacto ambiental de la primera siempre es menor que el de la segunda, y el grado de disminución de dicho impacto depende del porcentaje de CO₂ que se esté recuperando de los gases de escape.

Una planta recuperadora de CO₂ de 75 toneladas diarias de capacidad permite la reducción de los niveles de SO₂ en los gases tratados (aproximadamente el 1% de los gases de escape de una de las unidades de Ampliación Tocoa trabajando a plena carga) de 700 ppm a menos de 10 ppm, los niveles de partículas los reduce de 85 mg/Sm³ a 14 mg/Sm³, y por supuesto el porcentaje de CO₂ de 16% a 1,6% en peso. La descarga de estos gases se encuentra a unos 30 m de altura (altura de la torre de absorción), cumpliendo con lo exigido por los estándares ambientales para esa cantidad de gases de escape (aproximadamente 20 toneladas por hora). La reducción de estos niveles de gases y partículas contaminantes resulta despreciable considerando que sólo se está tratando aproximadamente el 1% de los gases de escape, sin embargo, sirve para demostrar que no se están incrementando los niveles de emisiones de contaminantes de la central.

CAP. VI: FACTIBILIDAD ECONÓMICA

Para determinar la factibilidad económica del proyecto evaluaremos su rentabilidad por medio de la teoría del Valor Presente Neto (VPN). Con esta teoría calculamos si los ingresos obtenidos por la venta del producto son iguales o mayores a los costos para producirlo más la utilidad que se espera obtener. Previo a esto se deben conocer absolutamente todos los costos fijos y variables asociados a la instalación y operación del sistema recuperador de CO₂ para poder obtener el producto final. Dichos costos se calculan a continuación y se dividen en dos: Costos de Operación y Costos de Inversión.

6.1- COSTOS DE OPERACIÓN

A continuación se describen todos los costos de la planta recuperadora de CO₂, para determinarlos nos apoyamos en la bibliografía en cuanto a los estudios de costos ya realizados para este tipo de plantas. Todos los costos están mencionados en dólares estadounidenses, y referidos a la cotización de éste a mediados del mes de agosto de 2002, en 1350 Bs./U.S \$.

Los costos de operación a considerar para la planta son los siguientes:

- Consumo de vapor
- Consumo eléctrico
- Consumo de agua
- Consumo de químicos
- Costos operativos
- Costos de mantenimiento

6.1.1- Consumo de Vapor

Para estimar el costo debido al consumo de vapor se debe conocer la cantidad de energía que se le extrae al vapor en Btu y multiplicar esa energía por el costo del combustible en \$/Btu. Sin embargo, el costo del combustible no es fijo, pues varía dependiendo del mercado, y lo que es más importante, si se está quemando gas o “fuel oil”. De manera que para efectos de la estimación del costo se realizará con el caso más desfavorable de los últimos meses en cuanto a uso de “fuel oil” (el año en el que más se haya quemado “fuel oil”). Paralelamente se estima el costo suponiendo que se quemase 100% “fuel oil” y 100% gas natural.

Los costos a la fecha del combustible son los siguientes:

- Gas Natural: 1,00 \$/10⁶ Btu
- “fuel oil”: 1,77 \$/10⁶ Btu

La cantidad de energía extraída al sistema debido al uso del vapor es la siguiente:

$$\dot{Q}_{EX} = \dot{m}_{Vapor} * (h_1 - h_2) \quad [Ec. 6.1]$$

Donde:

\dot{Q}_{EX} = Calor total extraído al vapor del sistema (Btu/hr)

\dot{m}_{Vapor} = Flujo másico de vapor que se extrae (lb/hr)

h_1 = Entalpía específica del vapor a las condiciones del colector de 5 kg/cm² (Btu/lb)

h_2 = Entalpía específica del agua que se devuelve al desaireador en (Btu/lb)

El flujo estimado de vapor es 6.080kg/hr → 1945,6kg/Ton de CO₂

$$h_1 = h_{vapor_sobrecalentado @ 175^\circ C, y_5 kg/cm^2} = 2.800 kJ/kg \rightarrow 2653,8 Btu/kg$$

$$h_2 = h_{agua_saturada_a_269^\circ F (131,2^\circ C)} = 551,5 kJ/kg \rightarrow 522,7 Btu/kg$$

Aplicando la Ec. 6.1 tenemos:

$$\dot{Q}_{EX} = 1.945,6 kg/Ton_{CO_2} * (2653,8 - 522,7) Btu/kg \Rightarrow 4.146.268 Btu/Ton_{CO_2}$$

En el supuesto caso que se quemase 100% “fuel oil”, el costo debido al consumo de vapor sería el siguiente:

$$1,77\$/10^6 \text{ Btu} * (4,146*10^6) \text{ Btu} \Rightarrow \text{Costo} = 7,34\$/\text{Ton de CO}_2$$

En el supuesto caso de un 100% de quema de gas natural, el mismo costo se reduce a 4,15\$/Ton de CO₂.

En el peor de los casos reales, hasta ahora registrados en cuanto a la cantidad de “fuel oil” quemado que se obtiene hasta lo que va de año, tenemos un 40% de operación con dicho combustible y un 60% con gas natural. Bajo este escenario, el costo debido al consumo de vapor será:

$$(4,146*10^6 \text{ Btu}) * 0,4 * (1,77\$/10^6 \text{ Btu}) + (4,146*10^6 \text{ Btu}) * 0,6 * (1,00\$/10^6 \text{ Btu}) \Rightarrow \\ \text{Costo} = 5,42 \text{ \$/Ton de CO}_2.$$

De cualquier manera, el costo debido al consumo de vapor fluctuará entre 4,15 y 7,34 dólares por tonelada de CO₂ dependiendo de la cantidad de “fuel oil” y gas natural con la que opere la planta. Además, es importante destacar que el precio del combustible fluctúa mucho con el mercado, por lo que ese rango de precios especificado puede variar. Sin embargo, los precios tomados para cada combustible son una buena aproximación del promedio para la fecha, lo que nos permite realizar un estudio bien fundamentado.

Tabla 6.1 Costo debido al consumo de vapor (En dólares/Ton de CO₂)		
Tipo de combustible con el que se opera el Generador de vapor		
100% “fuel oil”	60% G.N y 40% F.O	100% Gas Natural
7,34	5,42	4,15

6.1.2- Consumo Eléctrico

Para el cálculo del costo debido al consumo eléctrico de la planta se tomó en cuenta el consumo total de ésta, multiplicado por el c.e.e.g (costo específico de la energía generada). Este costo incluye sólo los gastos de combustible y aditivo. Los costos operativos se excluyen, pues estos son fijos y se pagarán independientemente del funcionamiento de la planta. Los costos de transmisión de la energía tampoco se incluyen, pues estos no afectan el consumo eléctrico dentro de la planta. Al igual que el caso del costo del vapor, el c.e.e.g depende del combustible que se queme.

El siguiente representa el costo de la energía eléctrica producida en cuanto a combustible, tomado del informe del consumo y costo del combustible de la semana del 15/07/02 al 21/07/02:

- 12,30 \$/MW-h producido con “fuel oil”
- 5,70\$/MW-h producido con gas natural

A estos valores se le debe agregar el costo del aditivo para combustible, que es aproximadamente 0,10\$/MW-h.

De igual manera que para los costos debidos al consumo de vapor, para el consumo eléctrico se presentarán los 3 escenarios; generación 100% “fuel oil”, generación 100% a gas natural y el peor de los casos reales presentado históricamente en cuanto a cantidad de “fuel oil” quemado.

Suponiendo una generación de energía eléctrica operando al 100% con “fuel oil” tenemos:

$$(12,30\$/MW-h + 0,10\$/MW-h) \Rightarrow \text{c.e.e.g} = 12,40\$/MW-h \rightarrow 0,0124\$/kW-h$$

Para la generación con gas natural exclusivamente tenemos:

$$(5,70\$/\text{MW-h} + 0) \Rightarrow \text{c.e.e.g} = 5,70\$/\text{MW-h} \rightarrow 0,0057\$/\text{kW-h}$$

Para las condiciones de operación de 40% “fuel oil” y 60% gas natural tenemos el siguiente costo de la energía eléctrica:

$$12,40\$/\text{MW-h} * 0,4 + 5,70\$/\text{MW-h} * 0,6 \Rightarrow \text{c.e.e.g} = 8,38\$/\text{MWh} \\ \rightarrow 0,00838\$/\text{kW-h}$$

Para una producción de 75 toneladas de CO₂, el consumo diario es 16.462kW-h, de manera que se requieren 219,5kW-h por tonelada de CO₂ producida. A continuación se calculan los costos por tonelada de CO₂ producida para cada uno de los 3 escenarios.

Para la generación 100% “fuel oil”, el costo eléctrico por tonelada de CO₂ es el siguiente:

$$219,5 \text{ kW-h/Ton de CO}_2 * 0,0124\$/\text{kW-h} \Rightarrow \text{Costo} = 2,72 \text{ \$/Ton de CO}_2.$$

Para un 100% de gas natural, tenemos:

$$219,5 \text{ kW-h/Ton de CO}_2 * 0,0057\$/\text{kW-h} \Rightarrow \text{Costo} = 1,25\$/\text{Ton de CO}_2.$$

Para el tercer caso, el costo es el siguiente:

$$219,5 \text{ kW-h/Ton de CO}_2 * 0,00838\$/\text{kW-h} \Rightarrow \text{Costo} = 1,25\$/\text{Ton de CO}_2.$$

Tabla 6.2 Costo debido al consumo de energía eléctrica (En dólares/Ton de CO₂)		
Tipo de combustible con el que se opera el Generador de vapor		
100% "fuel oil"	60% G.N y 40% F.O	100% Gas Natural
2,72	1,84	1,25

6.1.3- Consumo de Agua

Como fue explicado en el capítulo anterior, el único consumo de agua de la planta es el de agua potable de reposición para el ciclo cerrado de la torre de enfriamiento. Dicho consumo fue estimado como 3,3 m³/hr de agua desmineralizada. El costo de esta agua es 1000 Bs./m³ ⇒ 0,74\$/m³. De manera que el costo debido al consumo de agua del sistema será el siguiente:

$$3,3m^3 / hr * 0,74\$ / m^3 = 2,44\$ / hr$$

Expresando el mismo costo en función de cada tonelada de CO₂ producida, tenemos un costo de 0,78\$/Ton de CO₂.

Nota: El costo de operación de los equipos del sistema cerrado con torre de enfriamiento están incluidos en los costos del consumo eléctrico de la planta.

6.1.4- Consumo de Químicos

La planta propuesta consume 4 tipos de químicos:

- Solvente (MEA)
- Inhibidor para el solvente
- Agente neutralizante del SO_x (MgSO₃)
- Carbón Activado

Solvente

El consumo estimado de solvente (MEA) para la planta, suponiendo un 100% de quema de "fuel oil" resultó ser 1,96 kg/Ton de CO₂, mientras que para un 100% de quema de gas natural el consumo disminuye a 1,60kg/Ton de CO₂. Para el caso intermedio de operación 60 y 40 con gas y petróleo, el consumo estimado de solvente es 1,74 kg/Ton de CO₂. El costo actual del solvente es 0,70\$/lb. ⇒ 1,54 \$/kg., De manera que los costos debido al consumo de solvente son los siguientes:

Para 100% de quema de "fuel oil":

$$1,54\$/\text{kg} * 1,96\text{kg}/\text{Ton} \Rightarrow \text{Costo} = 3,02\$/\text{Ton de CO}_2$$

Para una quema de 60% de gas natural y 40% de "fuel oil":

$$1,54\$/\text{kg} * 1,74\text{kg}/\text{Ton} \Rightarrow \text{Costo} = 2,68\$/\text{Ton de CO}_2$$

Para 100% de quema de gas natural:

$$1,54\$/\text{kg} * 1,60\text{kg}/\text{Ton} \Rightarrow \text{Costo} = 2,46\$/\text{Ton de CO}_2$$

Inhibidor

El consumo de solvente está directamente ligado al consumo de inhibidor para el solvente; el costo del inhibidor es estimado como el 20% del costo del solvente. De manera que el costo de éste será entonces 0,60\$/Ton de CO₂.

Agente neutralizante del SO_x

El costo del agente neutralizante es calculado de manera de incluir todos los costos de operación del "scrubber" de SO_x, estos costos se estiman como 0.6 \$/Ton de CO₂ por cada 100 ppm de SO_x en los gases de escape. Calculando el costo para el peor de los casos, en el cual se quema puro "fuel oil" y los gases de escape contienen 700 ppm de SO_x tenemos un costo de operación del "scrubber" de 4,2 \$/Ton de CO₂ producida.

Carbón Activado

El consumo de carbón activado para la planta se estimó en 0,075kg/Ton de CO₂, el costo de este producto es 2,00\$/lb ⇒ 4,40\$/kg. De manera que el costo relacionado al consumo de carbón es 0,33\$/Ton de CO₂.

Costo Total por consumo de químicos

La suma de todos los costos por consumo de químicos es la siguiente:

Solvente + Inhibidor de solvente + agente neutralizante del SO_x + Carbón Activado
= Costo total por consumo de químicos.

Tabla 6.3 Costo debido al consumo de químicos (En dólares/Ton de CO₂)			
Producto	Combustible con el que se opera		
	100% "fuel oil"	60% G.N y 40% F.O	100% Gas Natural
Solvente	3,02	2,68	2,46
Inhibidor	0,60	0,54	0,49
Neutralizante SO_x	4,20	1,68	0
Carbón Activado	0,33	0,33	0,33
TOTAL	8,15	5,23	3,28

6.1.5- Costos Operativos

Los costos operativos son todos aquellos necesarios para operar la planta y mantener el proceso de producción de CO₂ de manera continua, lo que incluye: operación de la planta, llenado de las bombonas en la zona de despacho, traslado de los desechos a la zona dispuesta para su almacenamiento y cualquier actividad extra necesaria para mantener el proceso de producción de manera normal.

Los costos debidos al personal que realiza dichas actividades no se toman en cuenta, pues éstas serán realizadas por personal ya existente en la planta. De manera que los costos operativos se ven reducidos a los derivados de la utilización de los equipos necesarios como camiones, montacargas, etc. Dichos

costos resultan muy difíciles de estimar, sin embargo tomaremos como referencia los del artículo: “Recovery of CO₂ from Flue Gases: Commercial Trends” [1], donde se presentan junto con los costos de mantenimiento que se describen a continuación.

6.1.6- Costos de Mantenimiento

Para el estimado de los costos de mantenimiento se tomará como referencia el artículo ya mencionado, donde se presentan en conjunto los costos operativos y de mantenimiento, incluyendo impuestos y seguro, sumando un total de 3,31 \$/Ton de CO₂. Dicho valor también está sujeto al tipo de combustible con el cual se opere, pues al utilizar “fuel oil” los equipos se deterioran más rápido y los costos de mantenimiento se incrementan. Igualmente, al utilizar este combustible se produce el desecho del “scrubber” de SO_x, lo que ocasiona un incremento en los costos operativos debido a su traslado. El incremento en los costos operativos y de mantenimiento debido al uso de “fuel oil” como combustible se estimará como un 30%, de manera que estos se incrementan de 3,31\$/Ton de CO₂ a 4,30\$/Ton de CO₂.

6.1.7- Costos Totales de Operación

En la siguiente tabla se presentan los costos totales de operación de la planta recuperadora de CO₂ dependiendo del tipo de combustible con el que se opere:

En la *Tabla 6.4* se observa claramente la variación en los costos de operación dependiendo de la cantidad de cada combustible con el que está operando la planta. Observamos que los costos son prácticamente el doble cuando se opera con “fuel oil” que cuando se opera con gas natural. De los resultados presentados en la *Tabla 6.4* podemos crear una ecuación que de un estimado de los costos de operación de la planta recuperadora de CO₂, dependiendo de la cantidad de gas

natural con la que opera la unidad generadora de vapor, que sería la *Ec. 6.2*, graficada en la *Fig. 6.1*.

Tabla 6.4- Costos totales de operación de la planta (En dólares/Ton de CO₂)			
Costo debido a:	Combustible con el que se opera		
	100% "fuel oil"	60% G.N y 40% F.O	100% Gas Natural
Vapor	7,34	5,42	4,15
Electricidad	2,72	1,84	1,25
Agua	0,78	0,78	0,78
Químicos	8,15	5,23	3,28
Operativos y Mantenimiento	4,30	3,71	3,31
TOTAL	23,29	16,98	12,77

$$C.O = 12,77 + 0,1052 * \%F.O \text{ [Ec. 6.2]}$$

Donde:

C.O = Costos de operación, en dólares por tonelada de CO₂ producida.

%F.O = Porcentaje de "fuel oil" con el que opera la unidad generadora de vapor.

Nota: En la *Ec. 6.2* se sobreentiende que el porcentaje restante de combustible es gas natural.

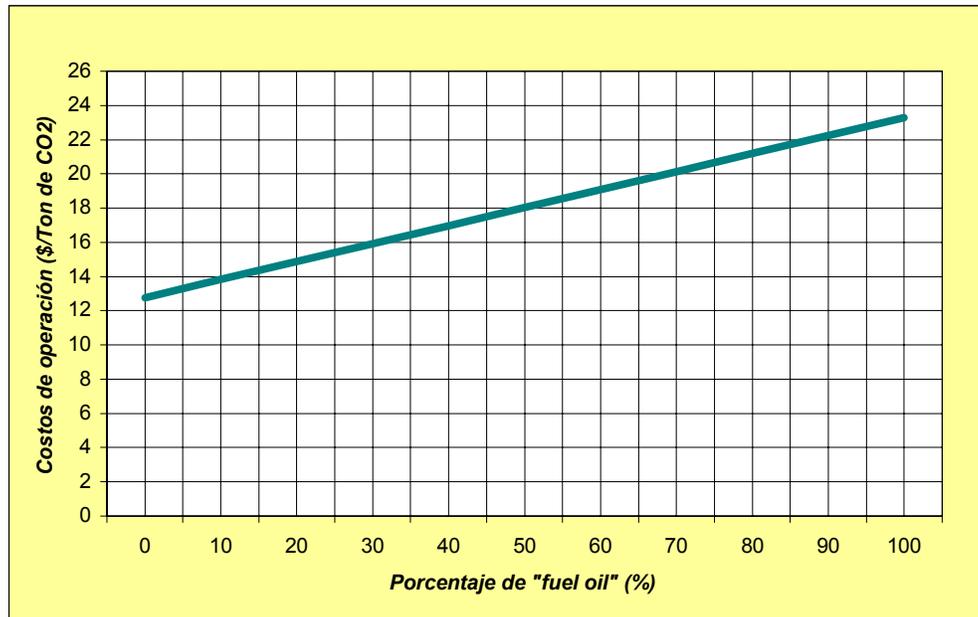


Fig. 6.1 Variación de los Costos de Operación con el porcentaje de "fuel oil" utilizado durante la operación de la central termoeléctrica

6.2- COSTOS DE INVERSIÓN

Los costos de inversión fueron obtenidos del presupuesto realizado por la compañía "WittCold Systems Inc." para AES. La Electricidad de Caracas a mediados del mes de septiembre. Dicho presupuesto corresponde a una planta recuperadora de CO₂ de gases de escape de 75 Toneladas diarias de capacidad. La tecnología utilizada por esta planta es la de absorción química mediante el uso de monoetanolamina (MEA) como solvente.

6.2.1- Cotización

Proyecto: "75 MTPD AGR/By-Product System" (Sistema Recuperador de CO₂ de gases ácidos / 75 Toneladas métricas por día)

Locación: Arrecifes, Edo. Vargas, Venezuela.

Fuente: Gases de escape de generador de vapor / Central Termoeléctrica a Vapor.

Presupuesto: FOB, Puerto Oceánico, Costa Este, Estados Unidos

➤ Sistema Acondicionador de los gases de escape	450.000 \$
➤ “75 MTPD AGR/By-Product System”	2.750.000 \$
➤ Costo de Instalación	375.000 \$
Costo Total: 3.575.000 \$	

El Sistema Acondicionador de los gases de escape incluye: “Scrubber” de SO_x y sistema de lavado y enfriado de los gases de escape. El segundo costo (“75 MTPD AGR/By-Product System”) incluye todo el sistema recuperador de CO₂. A estos costos se le debe agregar el de la tubería aislada de traslado del CO₂ desde el sistema de CO₂ al tanque de almacenamiento y el agenciamiento aduanal.

6.2.2- Costos Adicionales

Costo de la tubería aislada:

Para el traslado del CO₂ desde el sistema recuperador ubicado en la Unidad #7 (CRZ7), hasta el tanque de almacenamiento ubicado en el galpón climatizado, se supuso una tubería de acero al carbón de 76,2mm (3 pulg.) de diámetro estándar, la cual tiene un costo estimado de 160\$/m. Dicha tubería está recubierta por un aislante comercial de 38,1mm (1,5 pulg.) de espesor, el cual tiene un costo estimado de 100\$/m, lo que suma 260\$/m de tubería con aislante instalado. La distancia entre la chimenea de la Unidad #7 (CRZ7) y el extremo más cercano del galpón climatizado es de 60m, por lo que se supone una longitud de tubería de 90m (para incluir el desplazamiento vertical en el puente de tuberías y otros recorridos extras). De manera que el costo debido a la instalación de la tubería de transporte de los gases de escape es: 260\$/m * 90m, para un total de 23.400\$ que aproximaremos a 25.000\$.

Costos de agenciamiento aduanal:

Estos costos incluyen flete, transporte, nacionalización y demás impuestos asociados con el traslado de los equipos desde Estados Unidos hasta la planta. Dichos costos fueron estimados como el 20% del valor de los equipos y debe ser aplicado sólo al costo del sistema recuperador de CO₂ más el del sistema de acondicionamiento de los gases de escape. De manera que el costo debido al agenciamiento aduanal es el siguiente: $(2.750.000\$ + 450.000\$) * 0,20$, lo que suma un total de 640.000\$ a los costos de inversión.

6.2.3- Costos Totales de Inversión

➤ Sistema Acondicionador de los gases de escape	450.000 \$
➤ “75 MTPD AGR/By-Product System”	2.750.000 \$
➤ Costo de Instalación	375.000 \$
➤ Costo de tubería sistema - galpón climatizado	25.000 \$
➤ Costo de agenciamiento aduanal	640.000 \$
Costo Total de Inversión:	4.240.000 \$

6.3- RENTABILIDAD DEL PROYECTO

A continuación se analiza económicamente la rentabilidad del proyecto mediante la utilización de la teoría del valor presente neto; para dicho análisis se utilizan los costos de la planta calculados en este capítulo. Los principales datos necesarios para introducir en la hoja de Excel se listan en la *Tabla 6.5*.

6.3.1- Cálculo de los Flujos de Efectivo en cada período

Para calcular el VPN del proyecto primero debemos estimar el flujo de caja a lo largo de los veinte (20) años de vida supuestos para la inversión. Para esto definiremos las variables a utilizar.

EN: Entrada neta de efectivo en cada período

SN: Salida neta de efectivo en cada período dado

FCNO: Flujo de caja neto operativo del proyecto

FCD: Flujo de caja de la deuda (pagos de la deuda debida al préstamo para la inversión inicial después del impuesto)

FE: Flujo de caja neto económico en un período dado (Flujo de efectivo)

Tabla 6.5- Datos para el análisis económico de rentabilidad	
Costo del combustible gas (\$/MMBTU)	1,00
Costo del combustible FO N° 6 (\$/MMBTU)	1,77
Costo de la energía eléctrica generada con gas (\$/kW-h)	0,0058
Costo de la energía eléctrica generada con FO N° 6 (\$/kW-h)	0,0124
Costo Mantenimiento y operativos, operando a gas (\$/Ton CO2)	3,31
Costo Mantenimiento y operativos, operando a FO N° 6 (\$/Ton CO2)	4,30
Costo Consumo de Agua (\$/Ton CO2)	0,78
Costo de Consumo de Químicos operando con gas (\$/Ton CO2)	3,28
Costo de Consumo de Químicos operando con FO N° 6 (\$/Ton CO2)	8,15
Factor de Capacidad de la Planta de CO2	80,0%
Precio de venta del CO2 (\$/Ton)	-
Inflación interanual (%)	3%
Tasa de Descuento	12,0%
Impuesto sobre la renta	34,0%
Tasa de Cambio Bs./US\$	1.350
Relativos al Financiamiento	
Tasa de Interés	8%
N° de Años de Financiamiento	5
Préstamo (US\$)	4.240.000

NOTA: Todos los valores que se obtienen a continuación están basados en la suposición de la venta de todo el CO₂ producido al precio que se suponga.

$$FE = FCNO + FCD \quad [Ec. 6.3]$$

$$FCNO = EN - SN \quad [Ec. 6.4]$$

$$\Rightarrow FE = FCNO + FCD \text{ [Ec. 6.5]}$$

Cálculo de la entrada neta:

$$EN = UN - Dep \text{ [Ec. 6.6]}$$

Donde:

UN = Utilidades Netas (\$/año)

Dep = Depreciación (\$/año)

$$Dep = \frac{\text{Inversión} - \text{liquidación}}{20 \text{ años}}$$

$$UN = (VN - CD) * (1 - ISR) \text{ [Ec. 6.7]}$$

Donde:

UN = Utilidades netas (\$/año)

VN = Ventas netas (\$/año)

CD = Costos desembolsables (\$/año)

ISR = Impuesto sobre la renta (%)

$$VN = \text{Prod CO}_2 * \text{Precio CO}_2 * (1 + I)^N \text{ [Ec. 6.8]}$$

Donde:

VN = Ventas netas (\$/año)

Prod CO₂ = Producción de CO₂ (Ton/año)

Precio CO₂ = Precio del CO₂ (\$/Ton)

I = Inflación interanual en dólares (%)

N = Número del período

$$\text{Prod CO}_2 = \text{Cap} * \text{días/año} * \text{FC} \text{ [Ec. 6.9]}$$

Donde:

Prod CO₂ = Producción de CO₂ (Ton/año)

Cap = Capacidad de la planta (Ton/día)

días/año = 365

FC = Factor de Capacidad (%)

$$CD = MO + CA + CV + CE + CQ \text{ [Ec. 6.10]}$$

Donde:

CD = Costos desembolsables

MO = Costos de mantenimiento y operativos

CA = Costo consumo de agua

CV = Costo consumo de vapor

CE = Costo consumo de energía eléctrica

CQ = Costo consumo de químicos

Para el estimado de la producción anual de CO₂ necesitamos conocer el FP, éste puede ser calculado de la siguiente manera:

$$FC = d_1 * d_2 * CP \text{ [Ec. 6.11]}$$

Donde:

d₁ = Disponibilidad de la planta de CO₂

d₂ = Disponibilidad de la unidad generadora de vapor en la que se encuentra instalada

CP = Capacidad promedio de operación (%)

La disponibilidad de la Planta de CO₂ se supondrá igual a la de la unidad generadora de vapor, y la disponibilidad de estas unidades en Ampliación Tocoa es aproximadamente 0,92 (92%), pues en promedio operan 48 semanas al año. La capacidad promedio de operación de la Planta de CO₂ se asumirá como el 95% de su capacidad máxima, dicha asunción fue tomada bajo la suposición de una demanda fija de CO₂ que permita operar a una carga constante de máxima eficiencia. De esta manera aplicando la *Ec. 6.11* obtenemos el factor de capacidad de la Planta:

$$FC = 0,92 * 0,92 * 0,95 \Rightarrow FC = 0,8 \text{ (80\%)}$$

Para el cálculo de los costos desembolsables necesitamos multiplicar el costo del insumo consumido (por tonelada de CO₂) por la producción anual de CO₂. De manera que aplicando la *Ec. 6.9* obtenemos la producción anual de CO₂ como sigue:

$$\text{Prod CO}_2 = 75 \text{ Ton/día} * 365 \text{ días/año} * 0,8 \Rightarrow \text{Prod CO}_2 = 21.900 \text{ Ton/año}$$

Conocida la producción anual podemos calcular cada uno de los costos desembolsables de la siguiente manera:

Costo anual de mantenimiento y operativos:

$$MO = [(CMO_{FO} * \%FO + CMO_{GN} * \%GN) * \text{Prod CO}_2] * (1+I)^N \quad [\text{Ec. 6.12}]$$

Donde:

CMO_{FO} = Costos de mantenimiento y operativos operando con “fuel oil” (\$/Ton CO₂)
 CMO_{GN} = Costos de mantenimiento y operativos operando con gas natural (\$/Ton CO₂)
 %FO = Porcentaje de operación con “fuel oil” durante el año
 %GN = Porcentaje de operación con gas natural durante el año
 Prod CO₂ = Producción de CO₂ durante el año (Ton/año)
 I = Inflación interanual (%)
 N = Número del período (año)

En la *Tabla A.2* se encuentra el flujo de caja anual de la inversión para un precio de venta de 489 \$/Ton_{CO2}, en la misma tabla se encuentra un estimado de la producción con “fuel oil” y gas natural para los veinte (20) años de inversión estipulados, valores que utilizamos para calcular los porcentajes (%FO y %GN) que utilizamos a continuación para aplicar la *Ec. 6.12* para el primer período.

$$MO = [(4,31\$/\text{Ton}_{\text{CO}_2} * 0,1942 + 3,31\$/\text{Ton}_{\text{CO}_2} * 0,8058) * 21.900 \text{ Ton/año}] * (1+0.03)^1$$

⇒ MO = 79.001\$ en el primer año

Costo anual de agua:

$$CA = \text{Costo del agua} * \text{Prod CO}_2 * (1+I)^N \quad [\text{Ec. 6.13}]$$

$$CA = 0,78\$/\text{Ton}_{\text{CO}_2} * 21.900 \text{ Ton/año} * (1+0,03)^1 \Rightarrow CA = 17.594\$ \text{ en el primer año}$$

Costo anual de vapor:

$$CV = [(CV_{\text{FO}} * \% \text{FO} + CV_{\text{GN}} * \% \text{GN}) * \text{Prod CO}_2] * (1+I)^N \quad [\text{Ec. 6.14}]$$

Donde:

CV_{FO} = Costos del vapor operando con “fuel oil” (\$/Ton CO₂)

CV_{GN} = Costos del vapor operando con gas natural (\$/Ton CO₂)

%FO = Porcentaje de operación con “fuel oil” durante el año

%GN = Porcentaje de operación con gas natural durante el año

Prod CO₂ = Producción de CO₂ durante el año (Ton/año)

I = Inflación interanual (%)

N = Número del período (año)

$$CV = [(7,34\$/\text{Ton}_{\text{CO}_2} * 0,1942 + 4,15\$/\text{Ton}_{\text{CO}_2} * 0,8058) * 21.900 \text{ Ton/año}] * (1+0,03)^1$$

CV = 107.513\$ en el primer año

Costo anual de energía eléctrica:

$$CE = [(CE_{\text{FO}} * \% \text{FO} + CE_{\text{GN}} * \% \text{GN}) * \text{Prod CO}_2] * (1+I)^N \quad [\text{Ec. 6.15}]$$

Donde:

CE_{FO} = Costos de la energía eléctrica operando con “fuel oil” (\$/Ton CO₂)

CE_{GN} = Costos la energía eléctrica operando con gas natural (\$/Ton CO₂)

%FO = Porcentaje de operación con “fuel oil” durante el año

%GN = Porcentaje de operación con gas natural durante el año

Prod CO₂ = Producción de CO₂ durante el año (Ton/año)

I = Inflación interanual (%)

N = Número del periodo (año)

$$CE = [(2,72\$/\text{Ton}_{\text{CO}_2} * 0,1942 + 1,25\$/\text{Ton}_{\text{CO}_2} * 0,8058) * 21.900 \text{ Ton/año}] * (1 + 0,03)^1$$

CE = 35.064\$ en el primer año

Costo anual por consumo de químicos:

$$CQ = [(CQ_{FO} * \%FO + CQ_{GN} * \%GN) * \text{Prod CO}_2] * (1 + I)^N \quad [\text{Ec. 6.15}]$$

Donde:

CQ_{FO} = Costos del consumo de químicos operando con “fuel oil” (\$/Ton CO₂)

CQ_{GN} = Costos del consumo de químicos operando con gas natural (\$/Ton CO₂)

%FO = Porcentaje de operación con “fuel oil” durante el año

%GN = Porcentaje de operación con gas natural durante el año

Prod CO₂ = Producción de CO₂ durante el año (Ton/año)

I = Inflación interanual (%)

N = Número del periodo (año)

$$CQ = [(8,15\$/\text{Ton}_{\text{CO}_2} * 0,1942 + 3,28\$/\text{Ton}_{\text{CO}_2} * 0,8058) * 21.900 \text{ Ton/año}] * (1 + 0,03)^1$$

CQ = 95.321\$ en el primer año

Total costos desembolsables (CD):

Aplicando la Ec. 6.10 tenemos:

$$CD = (79.001 + 17.594 + 107.513 + 35.064 + 95.321)\$/\text{año}$$

CD = 334.494\$ en el primer año

Cálculo de las ventas netas:

Para realizar el cálculo tipo de las ventas netas del producto tomaremos como precio de referencia del CO₂ 489\$/Ton (660 Bs/kg a finales del mes de Julio de 2002), éste es el precio al que se compró el producto para la carga del tanque de CO₂ contra incendios en Ampliación Tocoa. Dicho precio va a ser variado más adelante para analizar distintos escenarios en el estudio económico. Aplicando la *Ec 6.8* tenemos:

$VN = 21.900 \text{ Ton/año} * 489\$/\text{Ton} * (1+0,03)^1 \Rightarrow VN_1 = 11.030.373\$$ en el primer año.

Cálculo de las utilidades netas:

Aplicando la *Ec 6.7* tenemos:

$UN = (11.030.373 - 334.494)\$ * (1-0.34) \Rightarrow UN = 6.923.558\$$ en el primer año.

$EN = 6.923.558\$ + 205.640\$ \Rightarrow \text{Entrada Neta}_1 = \text{FCNO}_1 = 7.129.198\$$

Salida neta (SN):

La única salida neta de efectivo es la inversión inicial en el año cero. La liquidación en el año 20 se considera una salida con signo negativo (pues en realidad es una entrada debido a la venta del sistema de CO₂ a precio de liquidación) y fue considerada como el 3% del costo de inversión inicial. De manera que $EN = \text{FCNO}$ en los períodos 1 al 19.

Flujo de caja de la deuda (FCD):

El flujo de caja de la deuda son los desembolsos que anualmente se deben hacer como pago de la deuda contraída con el préstamo para la inversión inicial. Para el

pago de este financiamiento se asumió una tasa de interés del 8% y un período de pago de cinco (5) años. El flujo de caja de la deuda en un período dado se calcula de la siguiente manera:

$$FCD_i = ID_i + A_i - EF_i \quad [Ec 6.17]$$

Donde:
 FCD_i = Flujo de caja de la deuda en el período “i”
 ID_i = Interés de la deuda en el período “i”
 A_i = Amortización o pago de la deuda en el período “i”
 EF_i = Escudo fiscal de la deuda
 (Todas las unidades en dólares)

$$ID_i = (P - \sum_{a=1}^{i-1} A_a) * TI \quad [Ec 6.18]$$

Donde:
 P = Préstamo (\$)
 TI = Tasa de interés

$$A_i = R * \left[\frac{(1 + TI)^i - 1}{(1 + TI)^i * TI} \right] \quad [Ec 6.19]$$

Donde:
 R = Renta fija mensual del préstamo

$$R = \frac{\sum_{a=1}^n ID_a + \sum_{a=1}^n A_a}{n} \quad [Ec 6.20]$$

Donde:
 n = Número de períodos (5 en este caso)

$$EF_i = ID_i * (ISR) \quad [Ec 6.21]$$

Donde:
 ISR = Impuesto sobre la renta (34% en este caso)

Con estas ecuaciones se realiza el cálculo en Excel del flujo de caja de la deuda en un período determinado (FCD_i) introduciendo los siguientes valores de entrada: P = 4.240.000\$, TI = 8%, n = 5 años e ISR = 34%. Realizando los cálculos, el valor del FCD en el primer año para un precio de venta del CO₂ = 489 \$/Ton y una venta del 100% de la producción es el siguiente:

$$FCD_1 = -946.607\$ \text{ (el signo negativo indica que es una salida de dinero)}$$

Cálculo del flujo de efectivo (FE):

Al tener todos los valores necesarios sólo se debe aplicar la *Ec 6.5* para conocer el flujo de caja neto económico de la deuda. Dicho valor para el primer año, tomando como referencia un precio de venta del $\text{CO}_2 = 489 \text{ \$/Ton}$ y una venta del 100% de la producción, es el siguiente:

$$\text{FE}_1 = 7.129.198\$ - 946.607\$ \Rightarrow \text{FE}_1 = \mathbf{6.182.591\$}$$

6.3.2- Costo estimado de la Tonelada de CO_2 Producida

Para calcular el costo estimado de la tonelada de CO_2 producida dividimos los costos totales de inversión inicial, entre las toneladas de CO_2 que se espera producir durante los 20 años de inversión y le sumamos los costos desembolsables del primer período, entre la producción de dicho período.

$$\text{Costo } \text{CO}_2 = \frac{\text{Inversión} - \text{Liquidación}}{(\text{Prod} / \text{año}) * 20 \text{ años}} + \frac{\text{Costos desembolsables (1er período)}}{\text{Prod}} \quad [\text{Ec. 6.16}]$$

$$\text{Costo } \text{CO}_2 = \frac{(4.240.000 - 127.200)\$}{21.900 \text{ Ton/año} * 20 \text{ años}} + \frac{334.494\$}{21.900 \text{ Ton}} \Rightarrow \text{Costo } \text{CO}_2 = \mathbf{24,66 \text{ \$/Ton}}$$

Este es el costo estimado de la tonelada de CO_2 producida en el primer año de la inversión, para una producción fija de 21.900 Ton/año y las cantidades estimadas de operación con “fuel oil” y gas natural para ese año, si se disminuye dicha producción el costo unitario del CO_2 aumenta. Este costo es sólo una aproximación para tomar como referencia, pues el mismo depende de la verdadera producción de cada año, de los combustibles utilizados y otros factores económicos que no fueron tomados en cuenta para este estudio.

6.3.3- Mínimo Precio de Venta del CO₂

El mínimo precio de venta de la tonelada de CO₂ es el mínimo valor que garantiza obtener un VPN = 0 y que el TIR sea igual a la tasa de descuento exigida por La Electricidad de Caracas para sus proyectos de inversión (12%). Esto significa que si se vende toda la producción a ese precio (en valor presente), se obtendría un rendimiento del 12% en la inversión y cualquier incremento en el precio de venta del producto incrementaría el rendimiento de la misma.

Para calcular este valor se realizó un proceso de iteración (en Excel) con el precio de venta del CO₂ hasta lograr que el TIR se igualara a la tasa de descuento (12%), obteniéndose el siguiente valor para una venta de toda la producción (21.900 Ton/año):

Mínimo precio de venta del CO₂ = **41 \$/Ton**

Los mínimos precios de venta para fracciones de esa producción se pueden observar en las *Fig. 6.2 y 6.3* .

6.3.4- Cálculo de la Mínima Venta de CO₂

Otra manera de analizar el proyecto es dejando el precio de venta fijo (al precio de mercado) y calcular la mínima producción de CO₂ con la que se logra obtener un TIR = 12% (VPN = 0) para cumplir con las exigencias de proyectos de inversión para La Electricidad de Caracas. Al igual que en el cálculo del mínimo precio de venta del producto, éste es un proceso iterativo de variación de la producción hasta lograr que el VPN = 0. Obteniéndose el siguiente resultado:

Mínima venta de anual de CO₂ = **1268 Ton/año** (a 489\$/Ton, precio de mercado)

6.3.5- Cálculo del VPN y TIR

A continuación se presenta el cálculo tipo del VPN del proyecto de inversión para un precio de venta de la tonelada de CO₂ de 489\$ y una producción anual de 21.900 Ton, utilizando la *Ec. 2.3*. Todas las consideraciones asumidas para este cálculo se encuentran en la *Tabla 6.5*. Cabe destacar que el cálculo tanto del VPN como el del TIR se realizó sin incluir el financiamiento.

VPN y TIR para precio de venta = 489\$:

$$VPN = \sum_{t=0}^n \frac{FE_t}{(1+0,12)^t} = \frac{-4.240.000\$}{(1+0,12)^0} + \frac{7.129.198\$}{(1+0,12)^1} + \frac{7.351.191\$}{(1+0,12)^2} + \dots$$

$$VPN = 53.817.792\$$$

$$TIR = 171.27\% \text{ (Obtenido por fórmula iterativa de Excel)}$$

En la *Tabla 6.6* se presentan los resultados de los mismos cálculos de TIR y VPN para precios de venta del CO₂ desde 50 \$/Ton hasta 500 \$/Ton y para las siguientes producciones: 12,5% de la producción estimada para un FP = 80% (2.738 Ton/año), 25% (5.475 Ton/año), 50% (10.950 Ton/año), 75% (16.425 Ton/año) y 100% (21.900 Ton/año). Los valores de esta tabla se encuentran graficados para el VPN en la *Fig 6.2* y para el TIR en la *Fig 6.3*.

Tabla 6.6 Variación del VPN y TIR con el precio de venta del CO₂ para distintos porcentajes de producción

Produc	100%		75%		50%		25%		12,5%	
	VPN (MM\$)	TIR (%)								
50	1,11	16,02	0,12	12,05	-1,09	7,55	-2,20	1,91	-2,75	-1,91
100	7,12	34,73	4,51	26,92	1,91	18,69	-0,70	9,23	-2,00	3,04
200	19,12	69,91	13,51	53,58	7,91	37,14	2,30	20	-0,50	10,03
300	31,13	104,97	22,52	79,9	13,31	54,79	5,30	29,37	0,99	15,62
400	43,13	140,05	31,52	106,21	19,91	72,36	8,30	38,35	2,49	20,65
500	55,13	171,27	40,52	132,53	25,91	89,91	11,30	47,2	3,99	25,39

En la *Fig. 6.2* observamos las curvas características de variación del VPN con respecto al precio de venta del producto para los distintos porcentajes de producción. La curva ubicada en la posición más alta es la correspondiente a una producción del 100% (21.900 Ton/año) de la capacidad multiplicada por un factor de planta de 80%, mientras que la más baja corresponde al 12,5% de la producción estimada. La línea horizontal de color rojo representa el VPN = 0, todo punto ubicado por encima de ese valor indica que existe rentabilidad económica, no así los valores ubicados debajo de dicha línea. Las líneas verticales que parten desde el punto de intersección de cada curva con la recta de VPN = 0 representan los mínimos precios de venta del CO₂ para que el proyecto resulte rentable para cada nivel de producción.

En la *Fig. 6.3* se representa el mismo análisis que en la figura anterior pero para la variación del TIR. La línea roja representa el TIR = 12%, todos los valores de las curvas por encima de dicha línea indican que el proyecto es económicamente rentable. Al igual que en la *Fig 6.2*, los puntos de intersección de las curvas con la línea horizontal roja representan los mínimos precios de venta del producto para el porcentaje de producción que representa la curva.

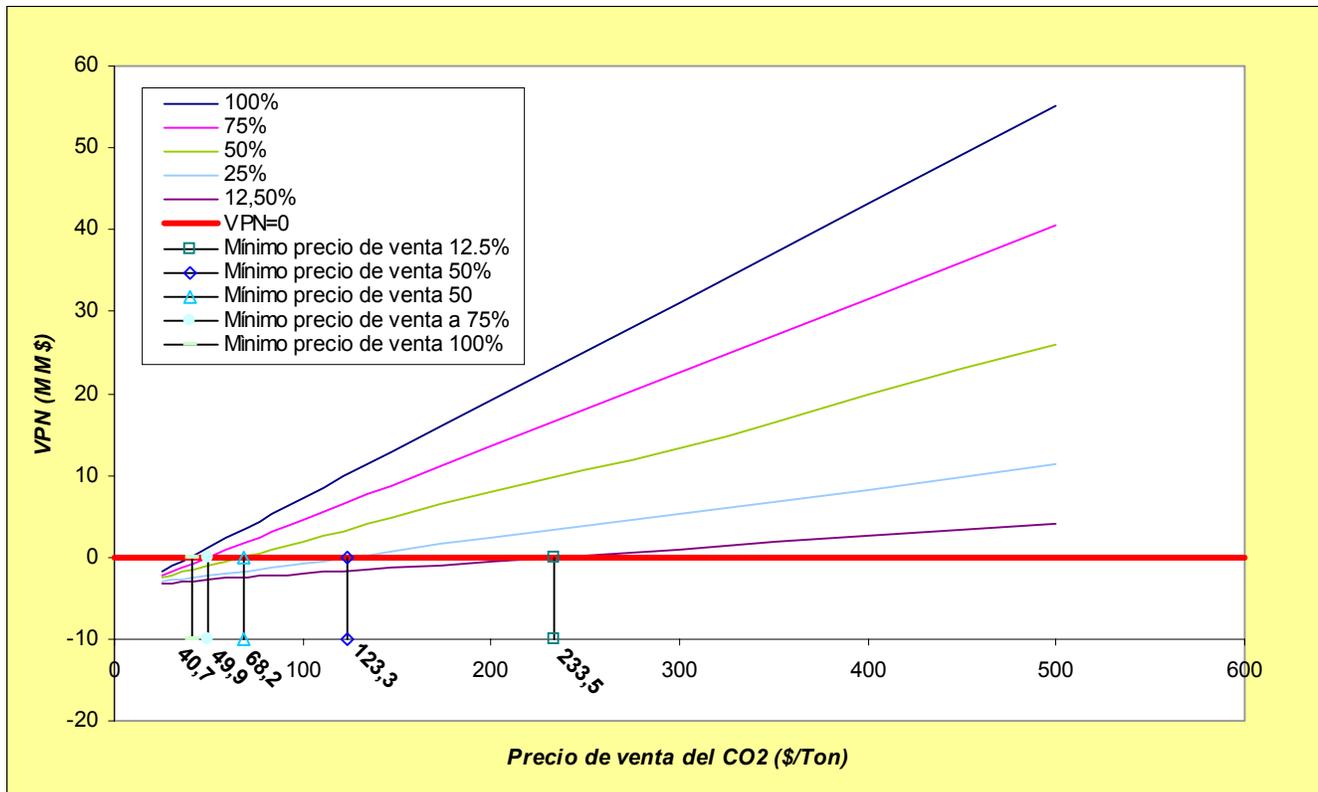


Fig. 6.2 Variación del VPN con el precio de venta del CO₂ producido para los distintos porcentajes de producción.

6.3.6- Análisis de Resultados

- **Costo de la Tonelada de CO₂ producida:** El costo estimado de la tonelada de CO₂ producida para una producción de 21.900 Ton/año (24,66 \$/Ton) resultó ser más bajo (pero muy parecido) al costo estimado para un sistema recuperador de CO₂ de 907 Ton/día (1000 te/día), instalado en una planta termoeléctrica a vapor utilizando carbón como combustible (29,50 \$/Ton) presentado en el artículo “Recovery of CO₂ from Flue Gases: Commercial Trends” [1]. Este es un costo sumamente competitivo para el CO₂ producido mediante métodos de recuperación en gases de escape, esto es debido, principalmente, al bajo costo del vapor y la energía eléctrica producida con gas natural en Ampliación Tocoa y al alto porcentaje de gas natural utilizado para la generación de energía en la misma (más del 60%). Además, el alto

porcentaje de utilización de gas natural disminuye el uso del “scrubber” de SO_x que incrementa considerablemente los costos de operación debido al consumo de químicos.

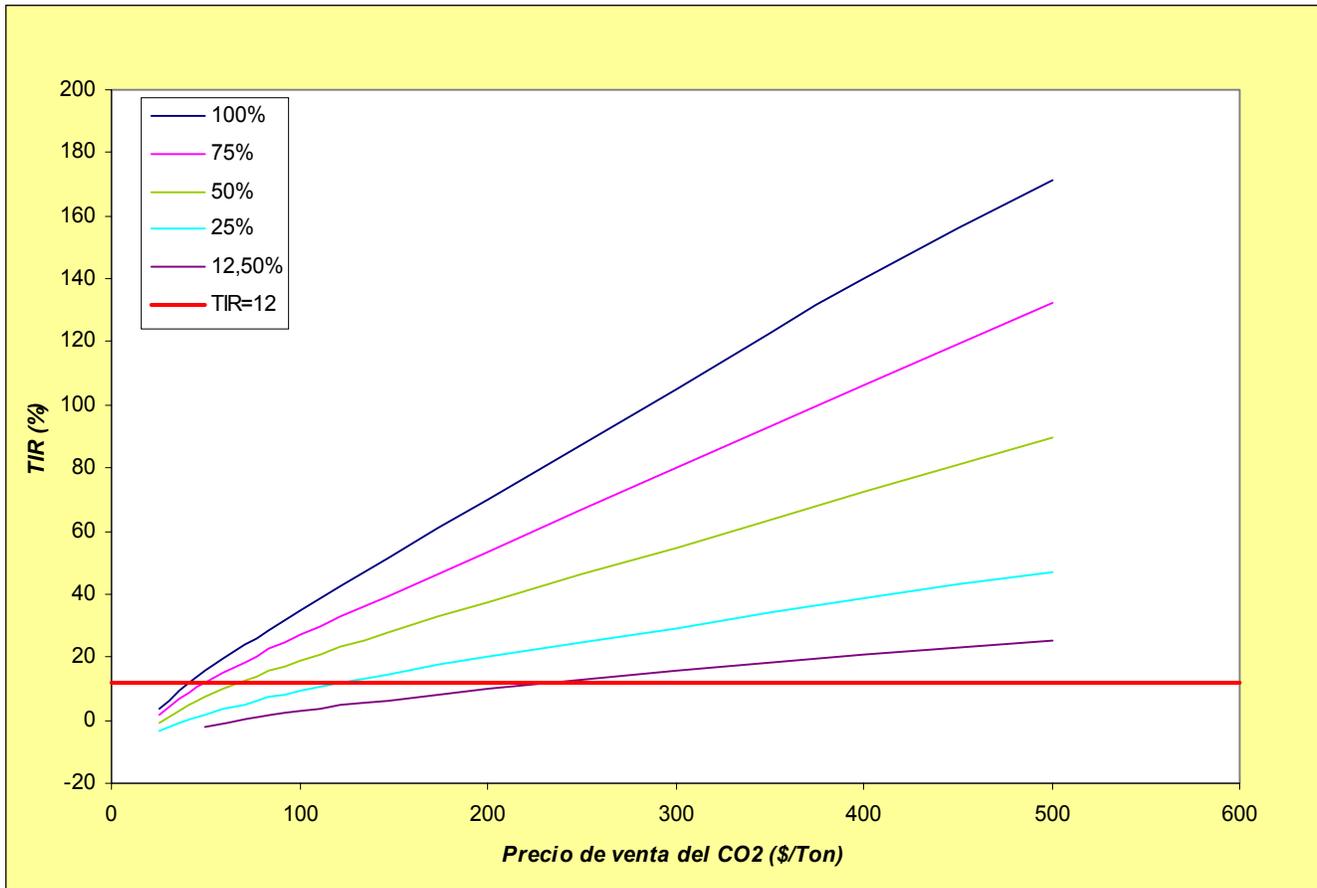


Fig. 6.3 Variación del TIR con el precio de venta del CO_2 producido para los distintos porcentajes de producción.

- **Mínimo precio de venta del CO_2 producido:** Basándonos en la suposición de la venta de absolutamente todo el CO_2 producido y estimando dicha producción en 21.900 Ton/año (para una operación de la planta de 24 horas/día y un FP = 80%), el mínimo precio de venta del CO_2 obtenido para que el proyecto sea económicamente rentable (con 12% de retorno en la inversión) es 41 $\$/\text{Ton}$. Si comparamos dicho valor con el precio actual del

CO₂ en el mercado (489 \$/Ton) es obvio que si se asegura la venta de todo el producto, las fluctuaciones normales del precio del mismo en el mercado no afectan la rentabilidad del proyecto, mas aún, se tiene un amplio rango de posible variación del precio de venta del producto para asegurar la clientela. Si la producción anual de CO₂ disminuye, el mínimo precio de venta del producto aumenta, sin embargo en las *Fig. 6.2 y 6.3* podemos apreciar que para una producción igual al 12,5% de la estimada, el mínimo precio de venta (234 \$/Ton) todavía resulta casi más de doscientos cincuenta (250) dólares menor que el precio del CO₂ en el mercado (489 \$/Ton). Todo lo anterior significa que si existe la demanda del CO₂ producido en el mercado venezolano, el riesgo en la inversión resulta muy bajo, y la misma resulta sumamente atractiva.

- **Rentabilidad del proyecto:** Bajo la suposición de la venta de toda la producción estimada (21.900 Ton/año) al precio del mercado (489 \$/Ton) el proyecto presenta una tasa interna de retorno (TIR) de 171%, que resulta más de catorce (14) veces la tasa de descuento exigida por la Electricidad de Caracas. Esto se debe al alto precio del dióxido de carbono en el mercado venezolano, que es aproximadamente unas diez (10) veces el precio promedio del CO₂ en Estados Unidos, por lo que Venezuela resulta un lugar idóneo para la realización de un proyecto de inversión de este tipo, siempre y cuando exista en el mercado la suficiente demanda del producto.

En caso que la demanda del producto en el mercado disminuya luego de instalado el sistema, el proyecto sigue siendo rentable hasta una venta del 5,8% (1.270 Ton/año) de la producción anual estimada (21.900 Ton/año) al precio del mercado (489\$), lo que nos indica el bajo riesgo de la inversión.

CONCLUSIONES

- ❖ Según los resultados obtenidos, es técnicamente viable la instalación de un sistema recuperador del CO₂ de los gases de escape de **75 Ton/día** de capacidad utilizando la tecnología de absorción química con MEA como solvente, en los alrededores de la chimenea de una de las unidades generadoras de vapor de Ampliación Tocoa.
- ❖ La ubicación óptima del sistema resultó ser la siguiente: el sistema recuperador de CO₂ en los **alrededores de la chimenea** de la Unidad #7 (CRZ 7) de Ampliación Tocoa y el tanque de almacenamiento del CO₂ en el **galpón climatizado** (fuera de la planta), comunicados por medio de una tubería aislada, trasladada por el puente de tuberías de la planta termoeléctrica.
- ❖ El sistema requiere de los siguientes insumos para su operación a máxima capacidad:
 - **6 Ton/hr** de vapor saturado a 131,7° C (269° F), que son extraídas del colector de vapor de 5 bar de la planta y devueltas al desaireador de la unidad generadora. Existe suficiente capacidad en el sistema para proveer dicha cantidad de vapor.
 - La potencia eléctrica requerida es **686 kW**, para la cual existe disponibilidad en la barra de servicios comunes de la planta.
 - Se requiere de **3,3 m³/hr** de agua potable de reposición para el ciclo cerrado con torre de enfriamiento que provee el agua de enfriamiento al sistema.

- Entre **5 y 6,12 kg/hr** de MEA de reposición, dependiendo del porcentaje de “fuel oil” con el que se opere la unidad (a menor porcentaje de “fuel oil” menor cantidad de amina de reposición)
- El resto de los químicos como: inhibidor de corrosión del solvente, agente neutralizante del SO_x y posiblemente algunos químicos adicionales dependiendo del fabricante del sistema.
- ❖ El funcionamiento del sistema ocasiona un aumento en el “heat rate” neto del **0,42%** en la unidad en la que opere, cuando ésta se encuentra trabajando a plena carga, y un incremento del **1,03%** cuando se encuentra operando a baja carga (200MW).
- ❖ Los costos de operación del sistema de CO₂ con la unidad generadora de vapor quemando 100% “fuel oil” son **23,29\$/Ton de CO₂**, y pueden ser reducidos hasta en un **45%** por medio de la operación de la unidad con gas natural.
- ❖ El costo de inversión inicial para la compra, instalación y arranque del sistema presupuestado es **4.240.000\$**. El presupuesto fue concedido por la compañía WittCold Systems, Inc., para un sistema recuperador del CO₂ de los gases de escape de 75 Toneladas diarias de capacidad, con sistema acondicionador de los gases de escape.
- ❖ El costo estimado de la tonelada de CO₂ producida por el sistema es **24,66\$**, suponiendo un proyecto a 20 años, con una inflación interanual del 3% (en dólares), un factor de planta constante del 80% y la operación de la unidad generadora de vapor con los porcentajes de “fuel oil” y gas natural estimados para los próximos veinte (20) años; mientras que el precio actual de la tonelada en el mercado venezolano se encuentra alrededor de los **500 \$**.

- ❖ El proyecto resulta económicamente viable, con un valor presente neto (VPN) de la inversión positivo de **53.817.792\$**, y una tasa interna de retorno (TIR) del **171%**, bajo la suposición de la venta de todo el CO₂ producido, para un proyecto de 20 años con una tasa de descuento del 12% anual y una inflación interanual (en dólares) del 3%, tomando como referencia un factor de planta del 80%. Bajo estas mismas condiciones, el mínimo precio de venta del CO₂ en el mercado venezolano, para que el proyecto resulte rentable, es **41 \$/Ton**.
- ❖ El peor de los escenarios planteados fue la venta de sólo el 12,5% de la producción anual estimada para un factor de planta del 80%, y para dicho escenario el mínimo precio de venta del producto para que el proyecto sea rentable resultó ser **234 \$/Ton**, el cual está más de 250\$ por debajo del valor del producto en el mercado venezolano.
- ❖ El impacto ambiental en cuanto a emisiones debido a la instalación del sistema es nulo, por el contrario, se realiza una disminución por el orden del 1% en las emisiones de CO₂ y SO_x en la unidad en la que se encuentra instalado. Sin embargo, la planta produce nuevos desechos que deben ser clasificados según los estándares ambientales de Venezuela.

RECOMENDACIONES

- ❖ Es indispensable la realización de un estudio de mercado del CO₂ en Venezuela antes de continuar con cualquier adelanto en este proyecto. Dicho estudio debe contemplar el consumo y demanda del CO₂ en nuestro país, al igual que las importaciones y exportaciones. También debe contactarse a los posibles compradores del producto para futuras negociaciones.

- ❖ Es de suma importancia planificar la operación de la unidad generadora de vapor en la cual se instale el sistema recuperador de CO₂ para que opere con la menor cantidad de “fuel oil” posible (por ende, con la mayor cantidad de gas natural), pues esto trae como consecuencia los siguientes beneficios:
 - Disminución de hasta un 45% en los costos de operación.
 - Incremento de la vida útil de la planta, pues se disminuye la cantidad de SO_x y partículas con las que debe lidiar, disminuyendo la degradación de la amina, evitando por ende la pérdida de la misma, además de evitar la degradación del inhibidor de corrosión, lo que alarga la vida de las tuberías.
 - Se disminuye la generación de desechos por parte del “scrubber” de SO_x, disminuyendo de esta manera el traslado y acumulación de los mismos.

- ❖ Evaluar alternativas para la producción del CO₂ durante las paradas de la unidad generadora de vapor en la que se encuentre instalado el sistema. Algunas de las opciones propuestas son las siguientes: realizar un “by-pass” entre dos unidades generadoras de vapor, de manera que se conecte el sistema recuperador de CO₂ a dos ductos de escape (ej.: ductos de escape de las unidades 7 y 8); instalar dos sistemas recuperadores de CO₂ con capacidades intermedias para aumentar la disponibilidad; aumentar la

producción y almacenamiento en los días precedentes a la parada de la unidad generadora de vapor.

- ❖ Realizar una planificación especial dentro y fuera de la planta para el flujo vehicular ocasionado por el traslado de los desechos del sistema recuperador de CO₂ desde la Unidad #7 (CRZ 7) hasta La Explanada para su almacenamiento o eliminación.
- ❖ Realizar una clasificación de los desechos de la planta y buscar asesoramiento técnico y legal para su eliminación.
- ❖ Investigar la posibilidad de vender la cal de desecho del “scrubber” de SO_x para la elaboración de yeso. De esta manera se disminuiría la cantidad de cal almacenada en la piscina que debe ubicarse en La Explanada. Además, se obtendría un ingreso extra derivado de la venta del desecho.
- ❖ En caso de una futura ejecución del presente proyecto sería muy recomendable la planificación del sistema recuperador de CO₂ para permitir un cambio en la tecnología utilizada en la amina solvente de MEA a KS-1 (nueva amina desarrollada por industrias japonesas), en el caso que la segunda todavía no se encuentre disponible comercialmente a la hora de instalar la planta. Esto traería como beneficios: entre 10 y 15% de disminución en el consumo de vapor, eliminaría la corrosión en las tuberías de acero al carbón (por lo tanto se evita el uso de inhibidor de corrosión), menor rata de circulación de amina en el sistema y disminuiría los costos operativos y de mantenimiento.

BIBLIOGRAFÍA

1. AVALLONE, Eugene y Theodore Baumeister: "Manual del Ingeniero Mecánico", Novena edición, Editorial Mc Graw Hill. 2002, Tomo I.
2. BOORAS, George y HOLT Neville: "Analysis of Innovative fossil Fuel Cycles Incorporating CO₂ Removal", 2000 Gasification Technologies Conference, San Francisco, California.
3. CENGEL, Yunus y BOLES, Michael: "Termodinámica", Segunda Edición, Editorial Mc Graw Hill, 1997, Tomo II.
4. DADID, Jeremy y HERZOG, Howard: "The Cost of Carbon Capture", 2001, Massachusetts Institute of Technology (MIT), Cambridge, MA, USA.
5. EMERY, Douglas, FINNERTY, John y STOWE, John: "Fundamentos de Administración Financiera", Primera Edición, Editorial Prentice Hall, 2000.
6. ESPINOSA, Douglas y RAMOS, Fireley: "Diseño de una planta para recuperar el CO₂ de los gases de combustión de las calderas", 1990, Escuela de Ingeniería Mecánica, Universidad Central de Venezuela.
7. GAMBINI, M. y VELLINI, M.: "CO₂ Emission Abatement From Fossil Fuel Power Plants by Exhaust Gas Treatment", 2000 International Joint Power Generation Conference, Miami Beach, Florida.
8. GARAY, Xavier y GARCÍA, Fabián: "Diseño y estudio de prefactibilidad de una planta compacta de manufacturación de CO₂", 1991, Escuela de Ingeniería Química, Universidad Simón Bolívar.

9. HERNANDEZ, Leguis y SANDOVAL, Shirley: "Simulación y Optimización del proceso de absorción y desorción de CO₂ con aminas en la planta Praxair de Cagua", 2001, Escuela de Ingeniería Química, Universidad Central de Venezuela.

10. HIDALGO, Natalie: "Evaluación del sistema de purificación de monoetanolamina en la planta de producción de CO₂ de Praxair Venezuela, sucursal Cagua", 1999, Escuela de Ingeniería Química, Universidad Central de Venezuela.

11. IEA Greenhouse Gas R&D Programme: "Carbon Dioxide Capture From Power Stations", 1994.

12. MITSUBISHI JUKO GIHO: "Development of CO₂ Recovery Technology for Thermal Plants", Volumen 35, 1998.

13. MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD. "Manual de operación y mantenimiento de los generadores de vapor de la planta Ampliación Taca", 1980, Volúmenes 1 al 10.

14. PERRY, Robert y Don GREEN: "Manual del Ingeniero Químico" Séptima edición, Editorial Mc Graw Hill, 2001, Volumen 1.

15. SIFONTES, Miguel: "Modernización del sistema de recuperación de CO₂ de una empresa cervecera", 1996, Escuela de Ingeniería Eléctrica, Universidad Simón Bolívar.

16. SRI INTERNATIONAL: "Chemical Economics Handbook, Carbon Dioxide", 2001.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. CHAPEL, Dan y MARIZ, Carl: "Recovery of CO₂ from Flue Gases: Commercial Trends", 1999, Originally presented at the Canadian Society of Chemical Engineers annual meeting, Saskatoon, Saskatchewan, Canada.
2. INCROPERA, Frank y David De Witt: "Fundamentos de Transferencia de Calor" Cuarta edición, Editorial Prentice. 1999.
3. MUÑOS, Carlos y RIVERA Victor: "Diseño de una planta de remoción del CO₂ del gas natural", 1980, Escuela de Ingeniería Mecánica, Universidad Simón Bolívar.
4. Refrigeration Valves and Systems Corp. "Apendix Tables"
5. WALAS, Stanly: "Chemical Process Equipment Selection and Design", 1990, USA, Butterworth, Heineman
6. www.tecnoproject.com/produ4.htm

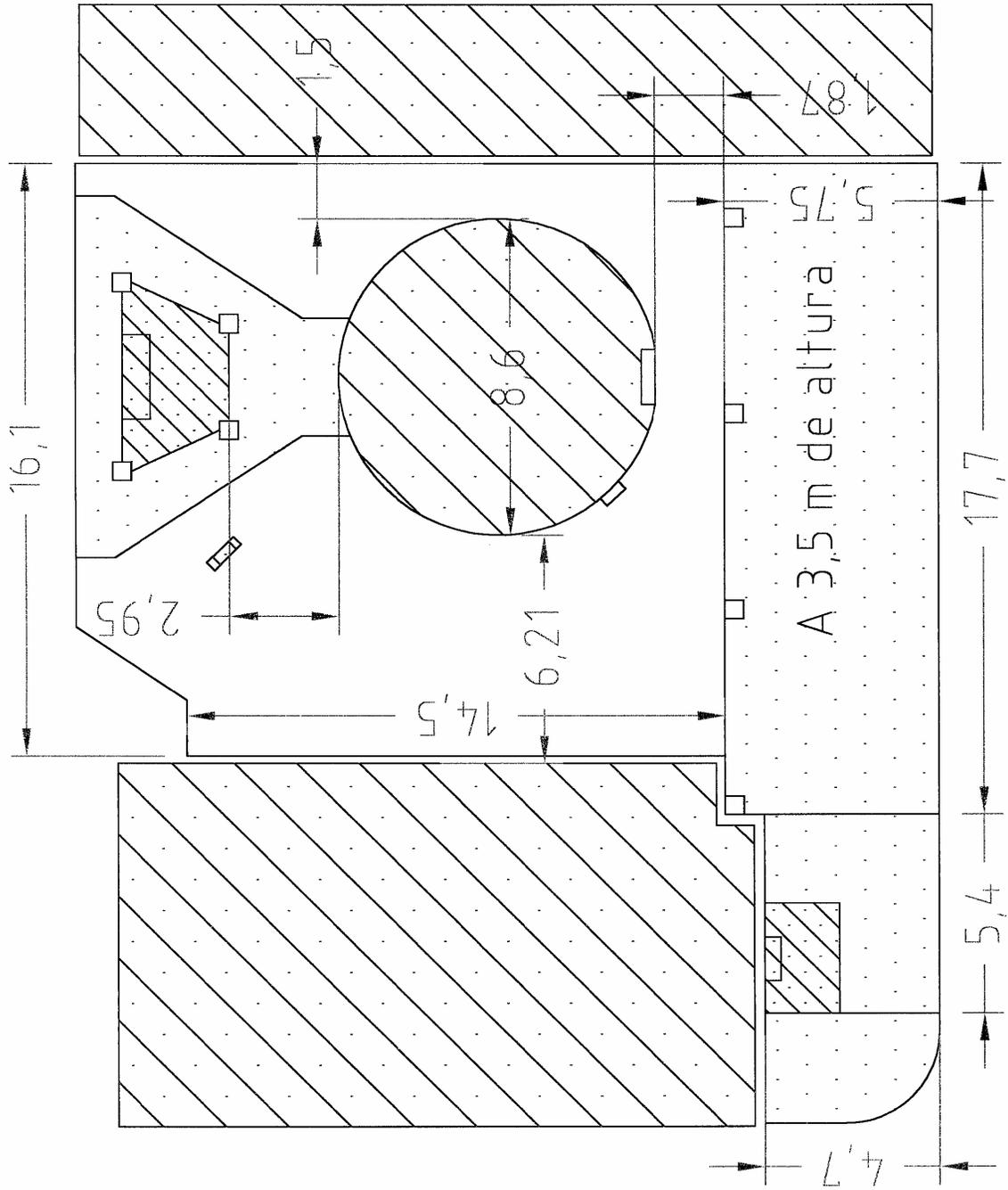


Fig. A.1 Plano acotado de los alrededores de la chimenea

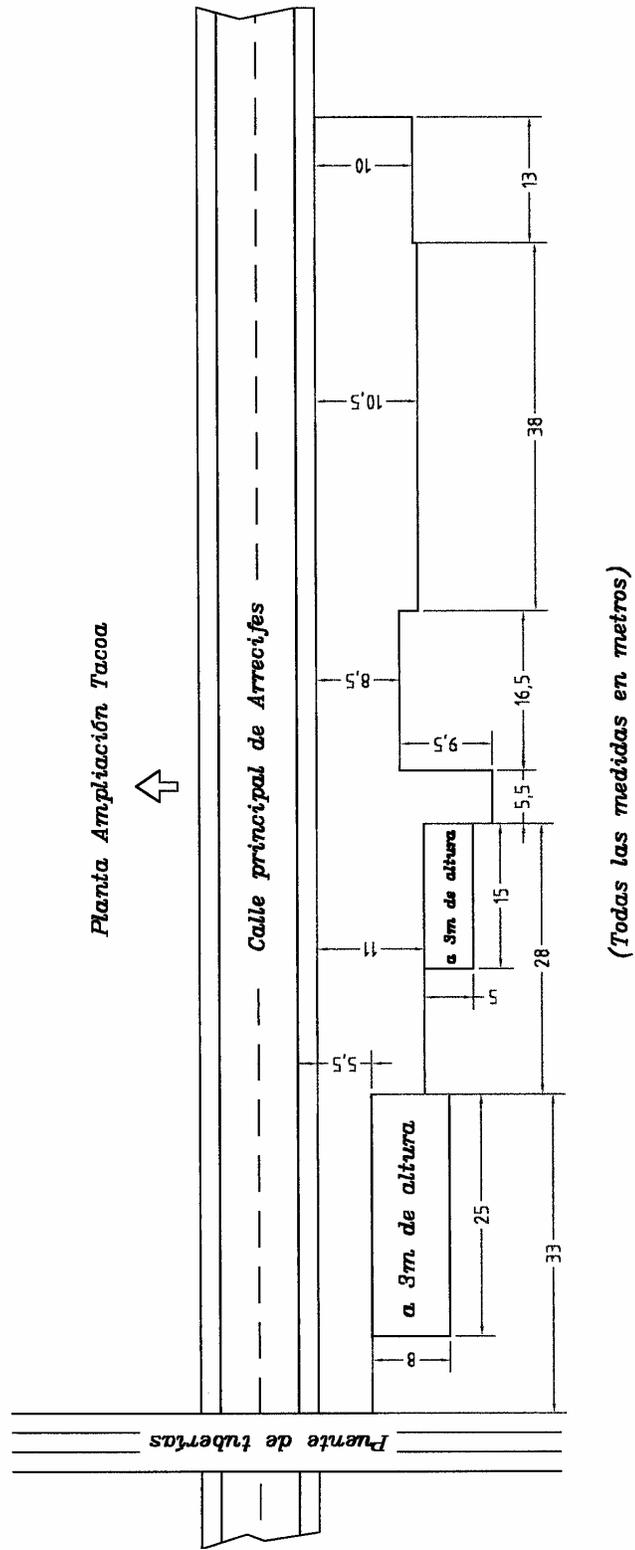


Fig. A.2 Plano acotado del galpón climatizado

**FLUOR DANIEL ECONAMINE FGsm
COMMERCIAL PLANTS**

OWNER	LOCATION	SIZE, Te/D	CO ₂ USE
<u>Plants no longer in operation</u>			
N-Ren Southwest	Carlsbad, New Mexico	90	EOR
Carbon Dioxide Tech. Corp.	Lubbock, Texas	1000	EOR
Paca	Israel	25	Food Industry
<u>Plants in operation</u>			
Liquid Air Australia	Altona, Australia	60	Food Industry
Liquid Air Australia	Botany, Australia	60	Food Industry
*Industrial de Gaseoses Cia. Ltda.	Quito, Ecuador	6.0	Food Industry
*Pepsi Cola	Manila, Philippines	6.0	Food Industry
*Pepsi Cola	Quezon City, Philippines	6.0	Food Industry
*Cosmos Bottling Co.	San Fernando, Philippines	6.0	Food Industry
*San Miguel Corp.	San Fernando, Philippines	45	Food Industry
Indo Gulf Fertilizer Co.	Uttar Pradesh, India	150	Urea Plant Feed
Luzhou Natural Gas	Sechuan Province, PRC	160	Urea Plant Feed
Northeast Energy Associates	Bellingham, Mass.	320	Food Industry
Kansei Electric Power Co.	Osaka, Japan	2.0	Pilot Plant
Tokyo Electric Power Co.	Japan	5.0	Pilot Plant
Sumitomo Chem/Nippon Oxygen	Chiba, Japan	160	Food Industry
*Cervezaria Bavaria	Barranquilla, Colombia	25	Food Industry
Prosint	Rio de Janeiro, Brazil	90	Food Industry
*Coca Cola	Cairo, Egypt	6.0	Food Industry
*Azucar Liquida SA	Santo Domingo, Dom. Rep.	6.0	Food Industry
# European Drinks	Sudrigiu, Bihor County, Romania	36	Food Industry
*Messer Greisheim do Brazil Ltda	Sao Paulo, Brazil	50	Food Industry
# Messer Greisheim do Brazil/SPAL	Sao Paulo, Brazil	80	Food Industry
# Skid-mounted plants built by Union Engineering A/S			
*Skid-mounted plants built by Wittemann			

Tabla A.1 Plantas comerciales recuperadoras de CO₂ de gases de escape con el proceso Econamine FGTM de Fluor Daniel