

870118

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA

INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

MODELO DE DISEÑO DE LA RED DE DISTRIBUCION DE VAPOR, CONDENSADO Y AGUA DESMINERALIZADA PARA UN COMPLEJO PETROQUIMICO.

TESIS PROFESIONAL
 QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
 INGENIERO QUIMICO
 P R E S E N T A
 GERARDO VALDEZ AGUILAR

ASESOR: I. Q. MA. DOLORES ORTIZ CASTELLANOS
 GUADALAJARA, JALISCO. DICIEMBRE 1987



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

I N D I C E

INTRODUCCION	1
CAPITULO I	
DEMANDAS DE VAPOR EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO	2
1.1 Endulzadora de gas y recuperadora de azufre ...	9
1.2 Endulzadora y estabilizadora de hidrocarburos - condensados	24
1.3 Recuperadora de etano y licuables	35
1.4 Tratadora y fraccionadora de hidrocarburos	47
1.5 Turbinas de servicios auxiliares y turbogenera- dores de vapor	62
1.6 Sopladores de hollín de calderas	75
1.7 Estaciones acondicionadoras de vapor	76
1.8 Desaeradores	90
CAPITULO II	
SUMINISTROS DE VAPOR AL COMPLEJO PETROQUIMICO	96
2.1 Extracciones laterales en:	99
- Turbinas de servicios auxiliares.	
- Turbogeneradores de vapor.	
- Turbinas de plantas Recuperadora de etano y - licuables.	
2.2 Estaciones acondicionadoras de vapor	102
2.3 Generadores de vapor	104
CAPITULO III	
ALIMENTACION DE AGUA DESMINERALIZADA Y CONDENSADOS - AL COMPLEJO PETROQUIMICO	120
3.1 Retorno de condensados	121
3.2 Alimentación de agua desmineralizada a desaere <u>g</u> dores	129
3.3 Requerimientos de agua pretratada y desminerali <u>i</u> zada en el complejo petroquímico	136

CAPITULO IV

RESULTADOS	147
4.1 Demandas de vapor en el complejo petroquímico..	149
4.2 Suministros de vapor al complejo petroquímico..	151
4.3 Condensados y agua desmineralizada	154
4.4 Demandas de agua desaerada en el complejo pe - troquímico	155
4.5 Suministros de agua desaerada al complejo pe - troquímico	156
4.6 Demandas y suministros de vapor en el complejo petroquímico	157
4.7 Diseño de la red de distribución de vapor con - densado y agua desmineralizada para un complejo petroquímico	159
RESUMEN	161
CONCLUSIONES	162
BIBLIOGRAFIA	163

NOMENCLATURA

MMPCDS	:	Metros cúbicos por cada día estándar.
T / D	:	Toneladas por día.
BPD	:	Barriles por día.
P	:	Presión Kg / cm ²
T	:	Temperatura C
F	:	Flujo Kg / h
MW	:	Mega Watts
G.V.R.	:	Generación de vapor real Kg / h
C.R.	:	Capacidad real (%)
G.V.D.	:	Generación de vapor de diseño Kg / h
V.D.	:	Vapor demandado Kg / h
N.G.	:	Número de generadores de vapor requeridos.
F.P.	:	Flujo de purgas continuas Kg / h
A.D.	:	Agua desaireada requerida Kg / h
P.C.	:	Pérdidas de condensado Kg / h
P.P.	:	Porcentaje en pérdidas considerado (%)
C.A.P.	:	Condensado antes de pérdidas Kg / h
C.D.P.	:	Condensado después de pérdidas Kg / h

I N T R O D U C I O N

Los balances de materiales y energía son de gran importancia para el control y optimización de los procesos, ya que nos proporcionan información acerca del funcionamiento de los equipos, en base a la cual se logra un adecuado manejo de las operaciones unitarias, que se traduce en mayores eficiencias.

La crisis económica actual hace necesario que nuestro país se encamine hacia el uso racional de la energía.

En toda industria de proceso uno de los aspectos principales a evaluar es el área de servicios auxiliares, ya que además de ser fundamental para los procesos, es también una fuente importante de ahorro de energía.

En el presente trabajo se planteará un modelo de diseño de la red de distribución de vapor, condensado y agua desmineralizada para un complejo petroquímico, que nos permita establecer los límites básicos de diseño, además de aportar información técnica de los sistemas que requieren de vapor para su funcionamiento.

Los datos de los requerimientos de servicios auxiliares son establecidos para una operación normal con flujos continuos.

C A P I T U L O I

DEMANDAS DE VAPOR EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO

- 1.1. Endulzadoras de gas y Recuperadoras de azufre.
- 1.2. Endulzadoras y Estabilizadoras de hidrocarburos con - densados.
- 1.3. Recuperadoras de etano y licuables.
- 1.4. Tratadoras y Fraccionadoras de hidrocarburos.
- 1.5. Turbinas de servicios auxiliares y sistema de turbo - generadores de vapor.
- 1.6. Sopladores de hollín en calderas.
- 1.7. Estaciones acondicionadoras de vapor.
- 1.8. Desaeradores.

DEMANDAS DE VAPOR EN EL COMPLEJO PETROQUÍMICO

El gas amargo procedente de los campos se conduce al complejo petroquímico, donde es tratado para eliminar sus impurezas y fraccionado posteriormente para obtener como productos: azufre, metano, etano, propano, butano y gasolina natural. Véase diagrama de proceso número 1.1.

En las plantas endulzadoras (girbotol), se separan -- las impurezas (ácido sulfhídrico y bióxido de carbono).

De estas plantas pasa el gas libre de impurezas o gas dulce a subsecuentes procesos (diagrama de proceso número -- 1.2).

El ácido sulfhídrico a su vez, se convierte en azufre por oxidación con aire en las plantas anexas a cada planta endulzadora. El azufre obtenido tiene gran demanda en el -- mercado nacional y mundial, pues es la materia prima fundamental para la producción de ácido sulfúrico que tiene infinidad de aplicaciones. Diagrama de proceso número 1.3.

El gas dulce es enviado a las plantas recuperadoras -- de etano y licuables que tiene como objeto separar el metano, etano, propano, butano y gasolina natural.

El metano separado es denominado gas seco y es enviado por gaseoductos para posteriores aplicaciones. Véase diagrama de proceso número 1.9.

El etano, propano, butano y gasolina natural, son separados por destilación en las plantas fraccionadoras. Véase diagrama de proceso número 1.12.

Por otro lado, al comprimirse el gas amargo en los campos del área, parte de los hidrocarburos pesados se condensan debido al alto valor comercial éstos son recolectados y enviados al complejo petroquímico donde en las plantas endulzadoras de hidrocarburos condensados es eliminado el ácido sulfhídrico, el bióxido de carbono y el vapor de agua. Véase diagrama de proceso número 1.6.

Los hidrocarburos líquidos libres de impurezas son fraccionados junto con las corrientes procedentes de las plantas recuperadoras de etano y licuables. Véase tablas número 1.1 y 1.2.

Para llevar a cabo estos procesos es demandado vapor en sus diferentes niveles de energía (presión y temperatura) para los múltiples servicios tales como: fuerza motriz para el movimiento de compresores, generadores eléctricos, bombas o equipo rotatorio en general siendo accionados por turbinas o para usar su calor en el proceso.

Las demandas de vapor en el complejo petroquímico son por lo tanto: vapor de alta presión (102 Kg/cm^2 - 440 C), vapor de alta presión (60 Kg/cm^2 - 482 C), vapor de media presión (46 Kg/cm^2 - 339 C), vapor de baja presión (19.4 Kg/cm^2 - 271 C), vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 232 C), vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 159 C) y vapor de baja presión (3.5 Kg/cm^2 - Saturado). Véase tabla número 1.3.

A partir de las demandas existentes en el complejo petroquímico, se establecerán los balances de materia y energía de los equipos que requieran de vapor para su funcionamiento así como en los sistemas externos.

TABLA NUMERO 1.1

RELACIONES DE CAPACIDAD Y NUMERO DE PLANTAS:

Sistemas:	Capacidad (g)	Número
Plantas:		
Endulzadora de gas	400 MMPCDS	4
Recuperadora de azufre:	360 T/D	4
Endulzadora y estabilizadora de hidrocarburos condensados:	24000 BPD	2
Recuperadora de etano y licua bles:	500 MMPCDS	3
Fraccionadora y tratadora de hidrocarburos:	81537 BPD	3

(g) : Véase nomenclatura.

TABLA NUMERO 1.2

RELACIONES DE ALIMENTACION Y PRODUCTOS OBTENIDOS
EN PLANTAS. (Véase diagrama de proceso 1.1)

PLANTAS:

Endulzadoras de gas.

Alimentación: Gas amargo.

Productos: Gas ácido, gas dulce y condensado amargo.

PLANTAS:

Recuperadoras de azufre.

Alimentación: Gas ácido.

Productos: Azufre fundido.

PLANTAS:

Endulzadora y estabilizadora de hidrocarburos condensados.

Alimentación: Condensados amargos e hidrocarburos condensados.

Productos: Gas amargo.

PLANTAS:

Recuperadoras de etano y licuables.

Alimentación: Gas dulce.

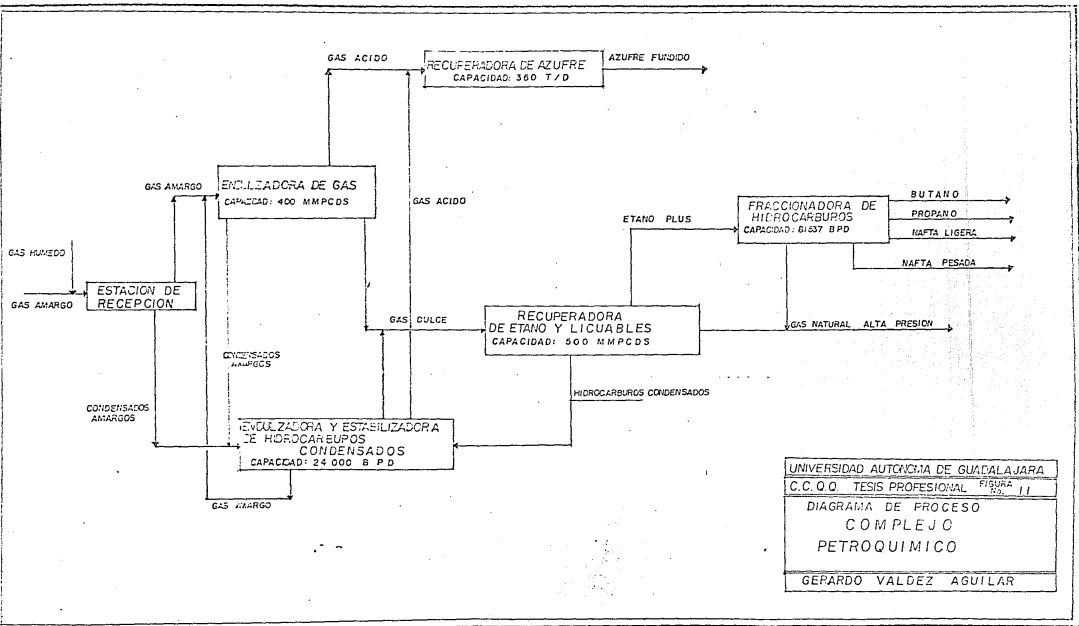
Productos: Etano plus, gas dulce e hidrocarburos condensados.

PLANTAS:

Tratadora y fraccionadora de hidrocarburos.

Alimentación: Etano plus.

Productos: Butanos, propano, nafta ligera, nafta pesada, --
gas dulce a presión.



UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA	
C.C.O.O. TESIS PROFESIONAL	FIGURA 11
DIAGRAMA DE PROCESO COMPLEJO PETROQUIMICO	
GEPARDO VALDEZ AGUILAR	

SISTEMAS	NIVEL DE ENERGIA $\text{kg/cm}^2 \cdot ^\circ\text{C}$							
	102 440	60 402	40 300	19.4 271	4.6 232	4.6 150	3.5	SAT.
ENDULZADORA DE GAS Y RECUPERADORA DE AZUFRE								
ENDULZADORA Y ESTABILIZADORA DE HIDROCARBUROS								
RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES								
FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS								
TURBOGENERADORES DE VAPOR								
TURBINAS DE SERVICIOS AUXILIARES								
DESAREADORES								
SERVICIOS AUXILIARES ESTACION DE SERVICIOS								
SOPLADORES DE HOLLIN CALDERAS								
TRATAMIENTO DE EFLUENTES								
ESTACION ACONDICIONADORA DE VAPOR								
ESTACION ACONDICIONADORA DE VAPOR								
ESTACION ACONDICIONADORA DE VAPOR								
ESTACION ACONDICIONADORA DE VAPOR								

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA
C.C.O.O. TESIS PROFESIONAL FIGURA No. 1.3

DEMANDA DE VAPOR EN SUS
DIFERENTES NIVELES DE
ENERGIA AL COMPLEJO PETROQUI-
MICO.

GERARDO VALDEZ AGUILAR

1.1 ENDULZADORA DE GAS Y RECUPERADORA DE AZUFRE.

ENDULZADORA DE GAS
Capacidad 400 mmpcds (6)

El objetivo de la planta endulzadora de gas, es la --eliminación del ácido sulfhídrico (H_2S) y el bióxido de carbono (CO_2) del gas amargo. Diagrama de proceso número 1.2.

Para lograr la eliminación, el gas amargo se alimenta en el fondo de la torre absorbadora haciéndose fluir a con -tracorriente con una solución acuosa de dietanolamina al 30% en peso que es alimentada en el domo de la torre.

El gas dulce es obtenido por el domo de las absorbedoras y la dietanolamina rica conteniendo el H_2S y CO_2 absorbidos en las columnas, se extrae del fondo y es enviada a regeneración para obtener el gas ácido y posteriormente ser utilizado nuevamente en las torres absorbadoras.

Los productos finales de las plantas endulzadoras de gas son: gas ácido, gas dulce y condensados amargos. El gas ácido es enviado a las plantas recuperadoras de azufre, el -gas dulce a plantas recuperadoras de etano y licuables y los condensados amargos a plantas endulzadoras de hidrocarburos condensados. Véase diagrama de proceso número 1.1.

(6) - Véase nomenclatura.

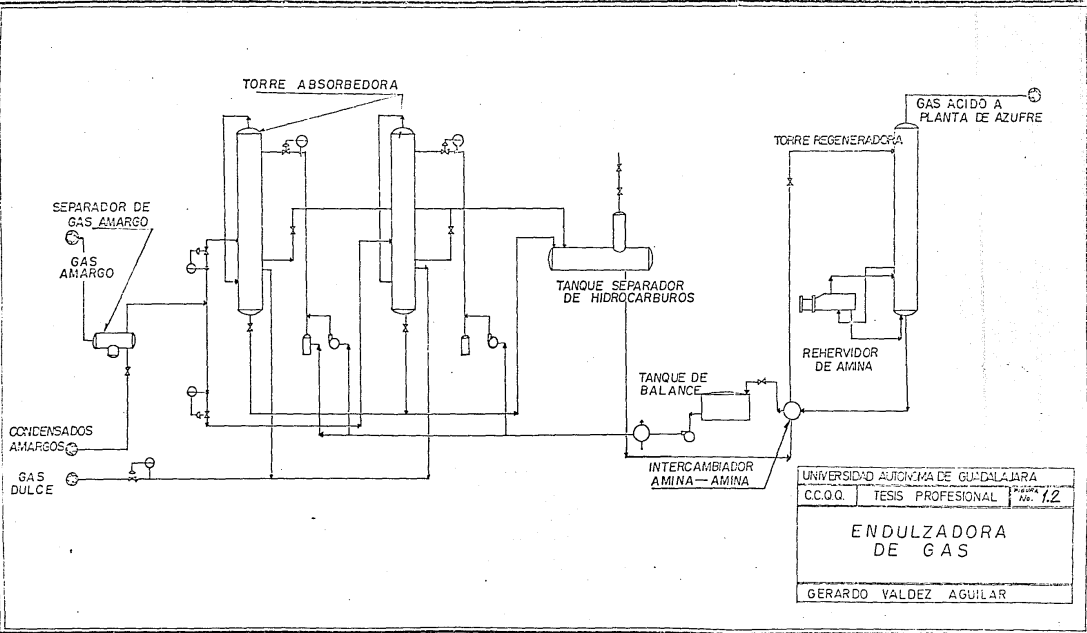
RECUPERADORA DE AZUFRE
Capacidad 360 T/D (4)

En las plantas recuperadoras de azufre el gas ácido - proveniente de las plantas endulzadoras de gas, es oxidado - parcialmente en una cámara de combustión y es enviado a unos reactores catalíticos, obteniéndose el azufre en forma gaseosa y en su calidad requerida para que posteriormente a través de condensadores ser pasado a su forma líquida.

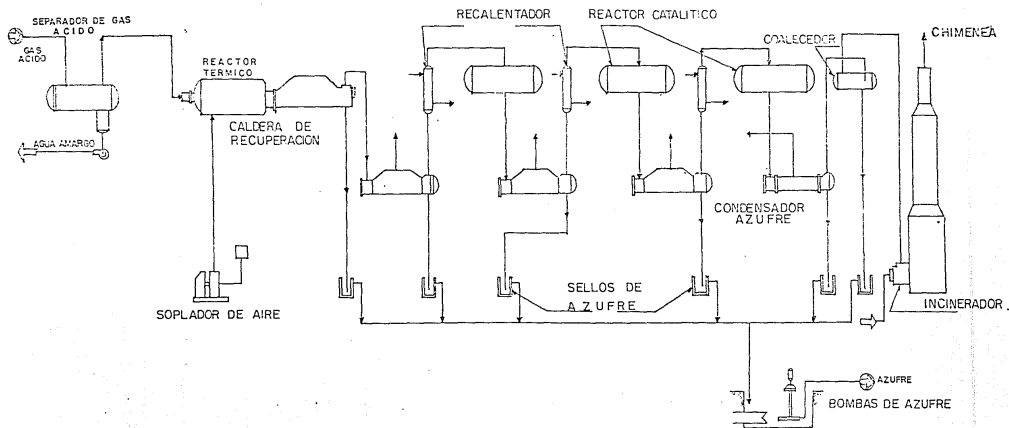
Los gases residuales de las plantas recuperadoras de azufre son enviados a la atmósfera, no sin antes oxidarlos totalmente. Véase diagrama de proceso número 1.3.

El producto final (azufre), se consume en gran parte para la elaboración de ácido sulfúrico y otros productos que elabora la petroquímica secundaria.

(4) - Véase nomenclatura.



UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA		
CC.Q.Q.	TESIS PROFESIONAL	PÁGINA No. 12
ENDULZADORA DE GAS		
GERARDO VALDEZ AGUILAR		



FOSA
DE
AZUFRE

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA
C.C.O.O. TESIS PROFESIONAL FIGURA No. 1.3

RECUPERADORA
DE AZUFRE

GERARDO VALDEZ AGUILAR

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

Servicio: Vapor de media presión (ξ)

Condiciones de suministro: 46 Kg/cm^2 - 339 C.

Retorno: Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 232 C), con -
densado de precalentadores de gas (3.5 Kg/cm^2 -
134 C).

Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
205- Ex	Precalentadores de gas	
206- Ex	Precalentadores de gas	12228
201- k_1/k_4	Sopladores / ventiladores	17939
	Total :	<u>30167</u>

Observaciones:

En endulzadora de gas es requerido vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 232 C).

Los suministros se harán a partir del vapor degradado que se obtiene de los sopladores/ventiladores y desde el límite de batería.

(ξ) - Véase diagrama de flujo número 1.4

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

Servicio: Vapor de baja presión (6)
 Condiciones de suministro: 3.5 Kg/cm² - saturado.
 Retorno: Condensado (3.5 Kg/cm² - 134 C).

Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
104- Ex 1,2	Rehervidores	86938
	Misceláneos	2608
	Misceláneos	1614
	Total:	<u>91160</u>

Observaciones:

El flujo = 86938 Kg/h de condensado (3.5 Kg/cm² --
 134 C) es enviado al límite de batería.

(6) - Véase diagrama de flujo número 1.4

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

Servicio: Agua desaerada (6)
 Condiciones de suministro: 47 Kg/cm^2 - 121 C , 7 Kg/cm^2 - 121 C .
 Retorno: Vapor de baja presión (3.5 Kg/cm^2 - saturado), condensado (3.5 Kg/cm^2 - 134 C), condensado -- contaminado.

Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
202- Ex	Caldera de recuperación	
202- Ex	Condensador 1	
203- Ex	Condensador 2	196900
204- Ex	Condensador 3	
Total:		<u>196900</u>

Observaciones:

En el sistema de intercambiadores de calor, se obtiene vapor de baja presión (3.5 Kg/cm^2 - saturado).

Flujo = 54620 Kg / h .

Condensado (3.5 Kg/cm^2 - 134 C), que serán enviados a tanques de condensados.

Flujo = 32004 Kg / h .

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

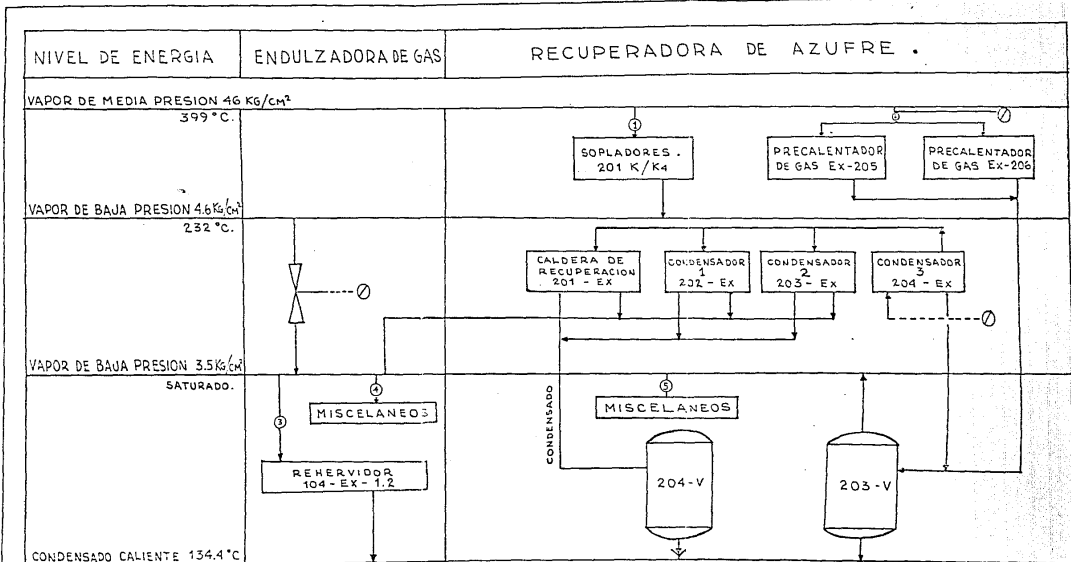
Servicio: Agua desaerada de atemperación.

Condiciones de suministro: 47 Kg/cm² - 121 C, 7 Kg/cm² -
121 C.

Equipo	Consumo normal Kg/h.
Válvula de atemperación alta presión.	1125
Válvula de atemperación baja presión.	2957
Total:	<u>4082</u>

Observaciones:

El agua desaerada de alta presión se requiere en límite de batería a 47 Kg/cm² - 121 C y la de baja presión a - 7 Kg/cm² - 121 C., por lo que se deberá reducir la presión - antes de entregar en límite de batería, llevándose a cabo -- con la integración de válvulas reductoras de presión. Véase diagrama de flujo número 1.4.



CORRIENTE NUMERO.	1	2	3	4	5
FLUJO KG - H.	17959	5558	86938	2608	1614
PRESION KG - CM ² .	46	46	3.5	3.5	3.5
TEMPERATURA °C.	399	332	SATURADO	SATURADO	SATURADO
ESTADO FISICO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

UNIV. AUT. DE GUADALAJARA.
C.C.O. TESIS PROFESIONAL
DISTRIBUCION DE EQUIPOS REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.
Nº1-4 GERARDO VALDEZ A.

BALANCE DE MATERIALES

ENDULZADORA DE GAS Y RECUPERADORA DE AZUFRE

(Véase diagrama de balance número 1.5)

1.- Sistema: Sopladores / ventiladores.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 17939 Kg/h

Presión: 46 Kg/cm²

Temperatura: 399 C.

Salidas: Vapor de baja presión.

Flujo: 17939 Kg/h

Presión: 4.6 Kg/cm²

Temperatura: 232 C.

2.- Sistema: Precalentadores de gas.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 5558 Kg/h

Presión: 46 Kg/cm²

Temperatura: 332 C.

Salidas: Condensado.

Flujo: 5558 Kg/h

Presión: 3.5 Kg/cm²

Temperatura: 134 C.

.....

- 3.- Sistema: Rehervidores
- Entradas: Vapor de baja presión.
- Flujo: 86938 Kg/h
- Presión: 3.5 Kg/cm²
- Temperatura: Saturado.
- Salidas: Condensado.
- Flujo: 86938 Kg/h
- Presión: 3.5 Kg/cm²
- Temperatura: 134 C.
- 4.- Sistema: Misceláneos
- Entradas: Vapor de baja presión.
- Flujo: 4222 Kg/h
- Presión: 3.5 Kg/cm²
- Temperatura: Saturado.
- 5.- Sistema: Calderas de recuperación, condensadores 1, 2 y 3.
- Entradas: Agua desaerada baja presión
- Flujo: 89500 Kg/h
- Presión: 7 Kg/cm²
- Temperatura: 121 C.
- Salidas: Vapor de baja presión y condensado con taminado.
- Flujo: 86624 Kg/h
- Presión: 3.5 Kg/cm²
- Temperatura: Saturación.
- Condensado contaminado:
- Flujo: 2875 Kg/h
- Presión: 3.5 Kg/cm²
- Temperatura: 134 C.
-

6.-	Sistema: Válvulas de atemperación.		
	Flujo:	1125	2957 Kg/h
	Presión:	47	7 Kg/cm ²
	Temperatura:	121	121 C.

Observaciones:

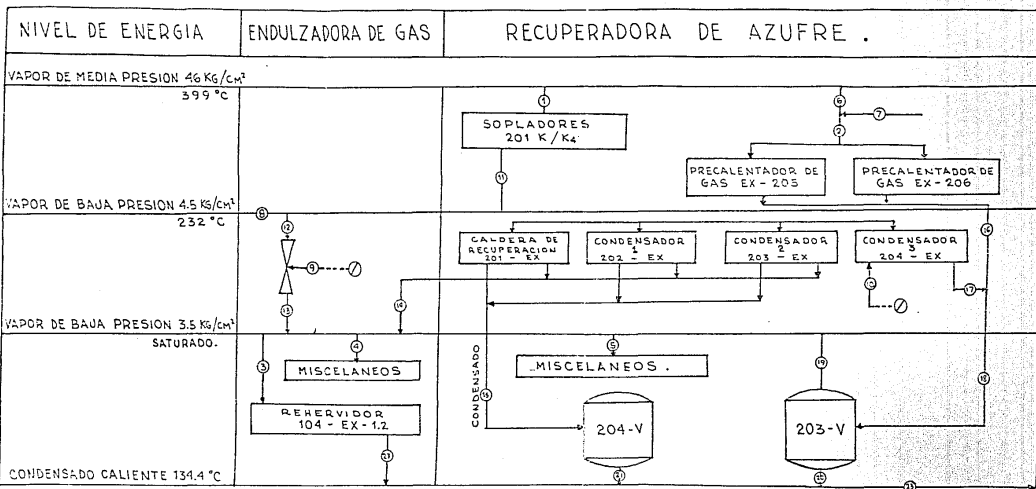
El vapor de media presión (46 Kg/cm² - 399 C) es re-querido en los sistemas: precalentadores de gas y soplado -- res/ventiladores, siendo suministrado desde el límite de batería por generadores de vapor.

El vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 252 C) que es extraído del sistema sopladores/ventiladores, es enviado al sistema de válvulas de atemperación para ser degradado a vapor de baja presión (3.5 Kg/cm² - saturado) ya que la cantidad obtenida de estos sistemas no cubre las demandas requeri-das, será suministrado desde el límite de batería vapor de - baja presión (4.6 Kg/cm² - 252 C) y agua de atemperación.

El vapor de baja presión (3.5 Kg/cm² - saturado) es - requerido en los sistemas: rehervidores y misceláneos. El - suministro será a partir de los sistemas de calderas de recu-peración, condensadores 1, 2 y 3, válvulas de atemperación y tanques de balance 203-v.

Los tanques de balance 203-v, recibirán los condensados (3.5 Kg/cm² - 154 C) provenientes de los sistemas de pre-calentamiento de gas, condensador número 3 para elevar la -- temperatura a 158 C y posteriormente ser incorporados a la - línea de vapor de baja presión (3.5 Kg/cm² - saturado).

Los condensados calientes serán enviados a límite de batería (3.5 Kg/cm² - 154 C).



CORRIENTE NUMERO .	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FLUJO KG - H	17939	5558	86938	2608	1614	4435	1125	13915	2957	89500
PRESION KG - CM ²	46	46	3.5	3.5	3.5	46	47	4.6	7	7
TEMPERATURA °C	399	332	SATURADO	SATURADO	SATURADO	399	121	232	121	121
ESTADO FISICO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO

11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
17939	31854	34812	54620	2875	5558	32004	37562	1727	35836	2875	26938	122774
4.6	4.6	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5
232	232	SATURADO	SATURADO	—	134	134	134	SATURADO	134	134	134	134
VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO

UNIV. AUT. DE GUADALAJARA.
C.C.Q.Q. TESIS PROFESIONAL.
DISTRIBUCION DE EQUIPOS.
DIAGRAMA DE BALANCE
INTERNO.

N11-5 GERARDO VALDEZ A.

Tabla número 1.4

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS POR PLANTA EN LIMITE DE BATERIA.

ENDULZADORA DE GAS Y RECUPERADORA DE AZUFRE.

Requerimientos:

Vapor de media presión

Flujo:	22372	Kg/h
Presión:	46	Kg/cm ²
Temperatura:	399	C.

Vapor de baja presión

Flujo:	13915	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura:	232	C.

Agua desareada alta presión.

Flujo:	1125	Kg/h
Presión:	47	Kg/cm ²
Temperatura:	121	C.

Agua desareada baja presión.

Flujo:	92457	Kg/h
Presión:	7	Kg/cm ²
Temperatura:	121	C.

Retorno.

Flujo:	122774	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	134	C.

Tabla número 1.5

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN LIMITE DE BATERIA.

CUATRO PLANTAS ENDULZADORAS DE GAS Y RECUPERADORAS DE AZUFRE

Requerimientos:

Vapor de media presión.

Flujo:	89488	Kg/h
Presión:	46	Kg/cm ²
Temperatura:	320	C.

Vapor de baja presión.

Flujo:	55660	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura	232	C.

Agua desaireada alta presión.

Flujo:	4500	Kg/h
Presión:	47	Kg/cm ²
Temperatura:	121	C.

Agua desaireada baja presión.

Flujo:	369828	Kg/h
Presión:	7	Kg/cm ²
Temperatura:	121	C.

Retorno:

Condensado caliente.

Flujo:	491096	Kg/h
Presión:	5.5	Kg/cm ²
Temperatura:	134	C.

1.2 ENDULZADORA Y ESTABILIZADORA DE HIDROCARBUROS CONDEN-
SADOS.

Capacidad 24000 BPD (ξ)

Las Plantas Endulzadoras y Estabilizadoras de hidrocarburos condensados constan de dos secciones principales: - La sección de endulzamiento y la sección de estabilización y una sección común a ambas plantas; la sección de fraccionamiento y almacenamiento.

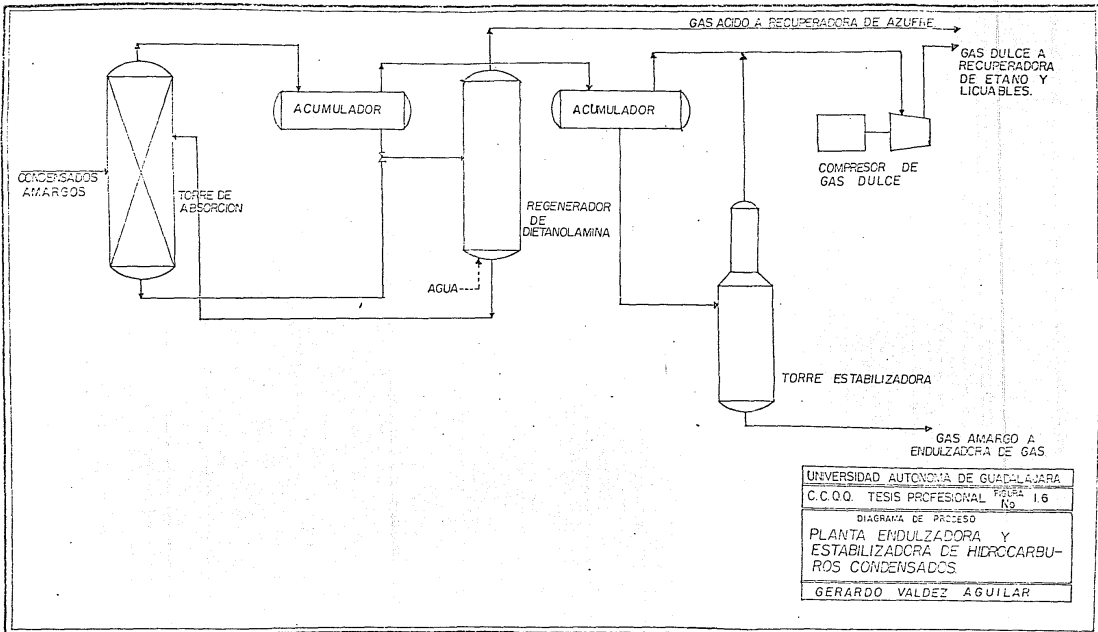
El endulzamiento utiliza el tratamiento con dietanola₂mina, la estabilización se lleva a cabo por medio de un agotamiento del tipo convencional.

El fraccionamiento y almacenamiento es llevado a cabo por un fraccionamiento convencional de hidrocarburos con el fin de separar etano de los mismos. C₃ + son almacenados en recipientes esféricos. Véase diagrama de proceso número 1.6.

Se obtendrán como productos condensados estabilizados gas dulce, gas ácido y etano.

Los condensados estabilizados son enviados al límite de batería así como el gas ácido y los etanos, los gases dulces se entregan a las plantas recuperadoras de etano y licuables.

(ξ) - Véase nomenclatura.



REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

Servicio: Vapor de media presión. (ξ)

Condiciones de suministro: 46 Kg/cm² - 399 C.

Retorno: Vapor de baja presión 4.6 Kg/cm² - 232 C.

Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
FA-4404 A,B	Filtros de dietanolamina	1406
GA-4401	Bombas de dietanolamina a - filtración.	7078
GA-4402	Bomba de dietanolamina a - absorción.	8171
	Total:	<u>16655</u>

Observaciones:

Se obtendrá vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 232 C) a partir de las extracciones laterales de las turbinas que accionarán las bombas del paquete de refrigeración, dietanolamina a filtración y dietanolamina a absorción.

Este vapor es enviado a las estaciones acondicionado - ras de vapor para ser degradado a vapor de baja presión y temperatura de saturación (3.5 Kg/cm² - saturado), que suministrará al sistema de rehedidores.

(ξ) - Véase diagrama de flujo número 1.7

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

Servicio: Vapor de calentamiento de baja presión (ξ)

Condiciones de suministro: 3.5 Kg/cm² - saturado.

Retorno: Condensado 3.5 Kg/cm² - 134 C.

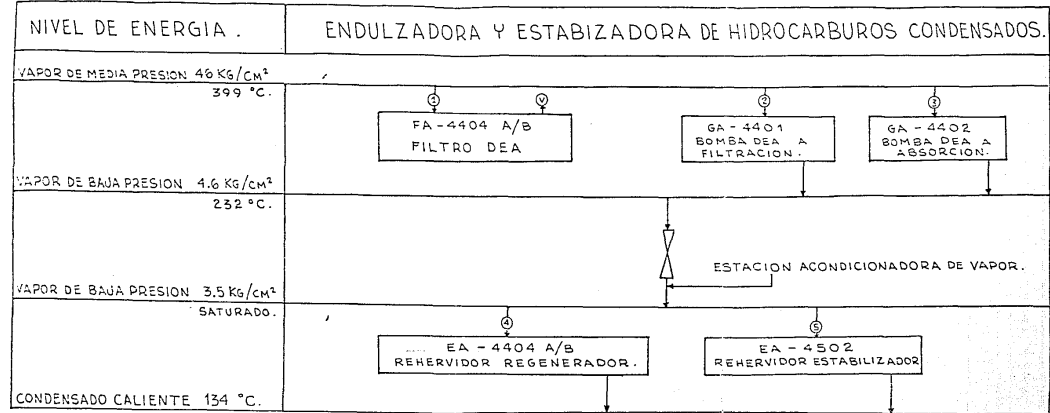
Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
EA-4404	Rehervidor regenerador	15116
EA-4502	Rehervidor estabilizador	4944
	Total:	<u>30060</u>

Observaciones:

El vapor de calentamiento de baja presión será suministrado de los condensados de turbinas del paquete de refrigeración y de las estaciones acondicionadoras de vapor existentes en límite de batería.

Los condensados 3.5 Kg/cm² - 134 C, serán enviados a límite de batería.

(ξ) - Véase diagrama de flujo número 1.7



CORRIENTE NUMERO.	1	2	3	4	5
FLUJO KG-H.	1406	7078	8171	25116	4944
PRESION KG-CM².	46	46	46	3.5	3.5
TEMPERATURA °C.	399	399	399	SATURADO	SATURADO
ESTADO FISICO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

UNIV AUT. DE GUADALAJARA
 C.C.O. TESIS PROFESIONAL
 DISTRIBUCION DE EQUIPOS.
 REQUERIMIENTOS DE
 SERVICIOS AUXILIARES.
 N° 1-7 GERARDO VALDEZ

BALANCE DE MATERIALES

ENDULZADORA Y ESTABILIZADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS.

Véase diagrama de balance número 1.8

1.- Sistema: Filtros dietanolamina.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 1406 Kg/h

Presión: 46 Kg/cm²

Temperatura: 399 C.

Salidas: Venteo.

2.- Sistema: Bombas dietanolamina a filtración.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 7073 Kg/h

Presión: 46 Kg/cm²

Temperatura: 399 C.

Salidas: Vapor de baja presión.

Flujo: 7073 Kg/h

Presión: 4.6 Kg/cm²

Temperatura: 232 C.

3.- Sistema: Bombas dietanolamina a absorción.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 8171 Kg/h

Presión: 46 Kg/cm²

Temperatura: 399 C.

Salidas: Vapor de baja presión.

Flujo: 8171 Kg/h

Presión: 4.6 Kg/cm²

Temperatura: 232 C.

4.- Sistema: Rehervidor regeneradora.
 Entradas: Vapor de baja presión.
 Flujo: 25116 Kg/h
 Presión: 3.5 Kg/cm²
 Temperatura: Saturación.
 Salidas: Condensado caliente.
 Flujo: 25116 Kg/h
 Presión: 3.5 Kg/cm²
 Temperatura: 134 C.

5.- Sistema: Rehervidor estabilizadora.
 Entradas: Vapor de baja presión.
 Flujo: 4944 Kg/h
 Presión: 3.5 Kg/cm²
 Temperatura: Saturación.
 Salidas: Condensado caliente.
 Flujo: 4944 Kg/h
 Presión: 3.5 Kg/cm²
 Temperatura: 134 C.

Observaciones:

El vapor de media presión (46 Kg/cm² - 399 C) se requiere para el funcionamiento de los sistemas: Filtros dietanolamina, bombas dietanolamina a filtración, bombas dietanolamina a absorción siendo el suministro desde el límite de batería por generadores de vapor.

Vapor de baja presión (3.5 Kg/cm² - saturado) es demandado en: Rehervidores de regeneradora y estabilizadora, el suministro se hará por estaciones acondicionadoras de vapor desde el límite de batería.

.....

.....

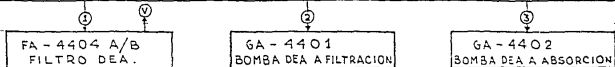
El vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 232 C) que se obtiene en la salida de las bombas dietanolamina a filtración y absorción es enviado a las estaciones acondicionadas de vapor en el límite de batería, para ser degradado a vapor de baja presión (3.5 Kg/cm^2 - saturado).

Será enviado un flujo igual a 30060 Kg/h de condensado caliente (3.5 Kg/cm^2 - 134 C) a límite de batería.

NIVEL DE ENERGIA. ENDULZADORA Y ESTABILIZADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS.

VAPOR DE MEDIA PRESION 46 KG-CM²

399 °C



VAPOR DE BAJA PRESION 4.6 KG-CM²

232 °C

ESTACION ACONDICIONADORA DE VAPOR.

VAPOR DE BAJA PRESION 3.5 KG-CM²

SATURADO.

EA-4404 A/B
REHERVIDOR REGENERADOR

EA-4502
REHERVIDOR REGENERADOR

CONDENSADO CALIENTE. 134.4 °C.

CORRIENTE NUMERO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FLUJO Kg-H	1406	7078	8171	25116	4944	7078	8171	25116	4944	30060
PRESION Kg-Cm ²	46	46	46	3.5	3.5	4.6	4.6	3.5	3.5	3.5
TEMPERATURA °C	399	399	399	SAT.	SAT.	232	232	125	125	134.4
ESTADO FISICO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO

UNIV. AUT. DE GUADALAJARA
C.C.O. TITULO PROFESIONAL
DISTRIBUCION DE EQUIPOS
DIAGRAMA DE BALANCE
INTERNO.

Nº 1-B GERARDO VALDEZ A.

Tabla número 1.6

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS POR PLANTA EN LIMITE DE BATERIA.

ENDULZADORA Y ESTABILIZADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS.

Requerimientos :

Vapor de media presión.

Flujo:	16655	Kg/h
Presión:	46	Kg/cm ²
Temperatura:	399	C.

Vapor de baja presión.

Flujo:	30060	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	Saturación.	

Retorno:

Condensado.

Flujo:	30060	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	134.4	C.

Tabla número 1.7

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN LIMITE DE BATERIA.

DOS PLANTAS ENDULZADORAS Y ESTABILIZADORAS DE HIDROCARBUROS
CONDENSADOS.

Requerimientos :

Vapor de media presión.

Flujo:	33310	Kg/h
Presión:	46	Kg/cm ²
Temperatura:	399	C.

Vapor de baja presión.

Flujo:	60120	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	Saturación.	

Retorno :

Condensado.

Flujo:	60120	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	134.4	C.

1.3. RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES.

Capacidad 500 MMPCDS (G)

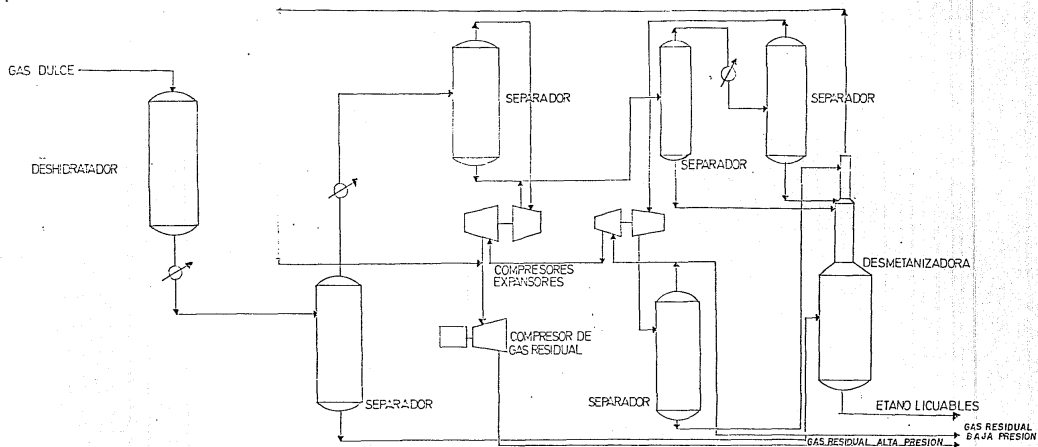
La función de la planta es recuperar etano y licuables a partir del gas natural previamente endulzado.

Para obtener una recuperación elevada se empleará el proceso criogénico, en el cual el gas se somete a un enfriamiento para así lograr una condensación parcial del mismo y poder separar mediante fraccionamiento lo que constituirá el gas residual y la mezcla de etano y licuables.

El proceso criogénico consta de los siguientes sistemas: Preenfriamiento, deshidratación, enfriamiento, expansión, desmetanización y recompresión de gas residual. Además consta de una sección de refrigeración auxiliar y almacenamiento de licuables. Véase diagrama de proceso número 1.9.

Se obtendrán como productos gas residual de alta presión, gas residual de baja presión, una parte del cual servirá como combustible en la misma planta y el resto se utilizará también como combustible en otras, y la corriente de etano e hidrocarburos más pesados.

(G) - Véase nomenclatura.



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE GUADALAJARA		
C.C.O.O.	TESIS PROFESIONAL	Ficha No. 1.9
DIAGRAMA DE PROCESO		
RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES.		
GERARDO VALDEZ AGUILAR		

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

Servicio: Vapor motriz de alta presión. (6)

Condiciones de suministro: 102 Kg/cm^2 - 440 C.

Retorno: Vapor de media presión 46 Kg/cm^2 - 399 C, condensado 3.5 Kg/cm^2 - 60 C.

Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
GB-2103 ATR	Turbina-compresor de gas residual de alta presión.	221277
	Total:	<u>221277</u>
	Extracción lateral:	99840 Kg/h
	Condensado:	68531 Kg/h

Observaciones:

Se entregarán a límite de batería 52906 Kg/h de vapor de media presión (46 Kg/cm^2 - 399 C).

Las turbinas empleadas son de condensación total con extracción lateral.

(6) - Véase diagrama de flujo número 1.10

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

Servicio: Vapor de media presión. (g)

Condiciones de suministro: 46 Kg/cm^2 - 399 C.

Retorno: Vapor de baja presión de calentamiento 4.22 Kg/cm^2
- 153 C, condensado 3.5 Kg/cm^2 - 60 C.

Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
GB-2201ATB	Turbina compresor de refrigera ción.	79091
GB-2103	Turbinas de bombas del sistema de refrigeración.	11186
GB-2201	Turbinas de bombas del sistema de lubricación. Eyectores del sistema de con- densados de turbinas.	8727 836
	Total:	<u>99840</u>

Observaciones:

Serán entregados normalmente a límite de batería va-
por de baja presión 4.6 Kg/cm^2 - 232 C, siendo el flujo ---
igual a 14717 Kg/h.

El vapor de media presión será suministrado por ex -
tracciones laterales de las turbinas del compresor de gas -
residual.

GB-2201 son turbinas de condensación total mientras
que GB-2203 y GB-2201 son turbinas a contrapresión de 4.2 -
 Kg/cm^2 manométricas.

(g) - Véase diagrama de flujo número 1.10

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

Servicio: Vapor de baja presión. (6)
 Condiciones de suministro: 3.5 Kg/cm² - saturado.
 Retorno: Condensado 3.5 Kg/cm² - 100 C.

Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
EA-2114	Rehervidor de balance	5186
	Total:	<u>5186</u>

Observaciones:

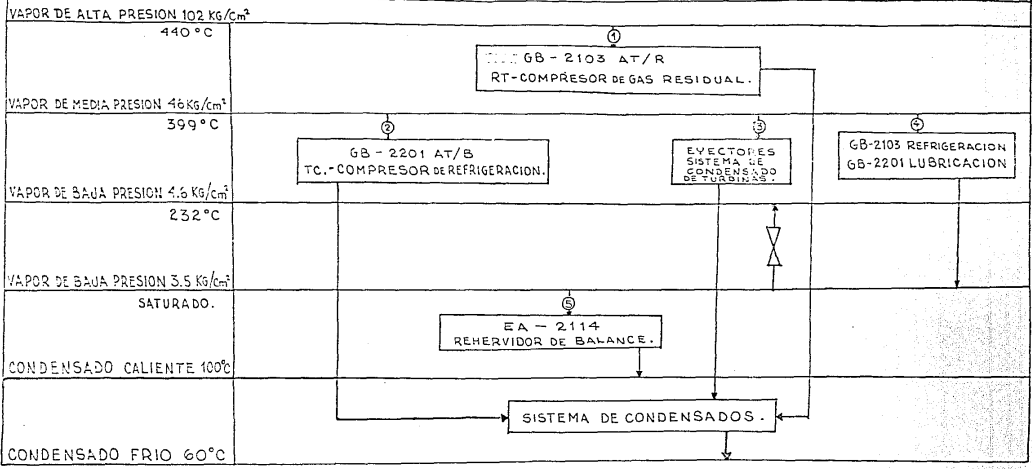
El vapor de baja presión 3.5 Kg/cm² - saturado, se encuentra disponible en las bombas del sistema de refrigeración y lubricación.

Existirá una entrada de vapor de baja presión en el límite de batería la cual operará en caso de paro de plantas y manejará un flujo igual al máximo requerido.

El condensado será enviado a límite de batería.

(6) - Véase diagrama de flujo número 1.10

RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES.



NIVEL DE ENERGIA
VAPOR DE ALTA PRESION 102 Kg/cm ² 440 °C
VAPOR DE MEDIA PRESION 46Kg/cm ² 399 °C
VAPOR DE BAJA PRESION 4.6 Kg/cm ² 232 °C
VAPOR DE BAJA PRESION 3.5 Kg/cm ² SATURADO.
CONDENSADO CALIENTE 100°
CONDENSADO FRIO 60°C

CORRIENTE NUMERO	1	2	3	4	5
FLUJO Kg-H	221277	79091	836	19913	5186
PRESION KG-CM ²	102	46	46	46	3.5
TEMPERATURA °C	440	399	399	399	SATURADO
ESTADO FISICO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

UNIV. AUT. DE GUADALAJARA.
 C.C.P.P. TESIS PROFESIONAL.
 DISTRIBUCION DE EQUIPOS.
 REQUERIMIENTOS DE
 SERVICIOS AUXILIARES.
 No. 1.10 GERARDO VALDEZ A.

BALANCE DE MATERIALES

RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES

Véase diagrama de balance número 1.11.

- 1.- Sistema: Turbina-compresor de gas residual de alta presión.

Entradas: Vapor de alta presión.

Flujo: 221277 Kg/h

Presión: 102 Kg/cm²

Temperatura: 440 C.

Salidas: Vapor de media presión (Extracción lateral)

Flujo: 99840 Kg/h

Presión: 46 Kg/cm²

Temperatura: 399 C.

Salidas: Condensado.

Flujo: 68531 Kg/h

Presión: 3.5 Kg/cm²

Temperatura: 60 C.

- 2.- Sistema: Turbina-compresor de refrigeración.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 79091 Kg/h

Presión: 46 Kg/cm²

Temperatura: 399 C.

Salidas: Condensado frfo.

Flujo: 79091 Kg/h

Presión: 3.5 Kg/cm²

Temperatura: 60 C.

- 3.- Sistema: Turbina-bombas del sistema de refrigeración.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 11186 Kg/h

Presión: 46 Kg/cm²

Temperatura: 399 C.

Salidas: Vapor de baja presión.

Flujo: 11186 Kg/h
 Presión: 4.2 Kg/cm²
 Temperatura: 153 C.

4.- Sistema: Turbina-bombas del sistema de lubricación.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 8727 Kg/h
 Presión: 46 Kg/cm²
 Temperatura: 399 C.

Salidas: Vapor de baja presión.

Flujo: 8727 Kg/h
 Presión: 4.2 Kg/cm²
 Temperatura: 153 C.

5.- Sistema: Eyectores del sistema de condensado de turbinas.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 856 Kg/h
 Presión: 46 Kg/cm²
 Temperatura: 399 C.

Salidas: Condensado.

Flujo: 856 Kg/h
 Presión: 3.5 Kg/cm²
 Temperatura: 60 C.

6.- Sistema: Rehervidor de balance.

Entradas: Vapor de baja presión.

Flujo: 5186 Kg/h
 Presión: 3.5 Kg/cm²
 Temperatura: Saturación.

Salidas: Condensado.

Flujo: 5186 Kg/h
 Presión: 3.5 Kg/cm²
 Temperatura: 147 C.

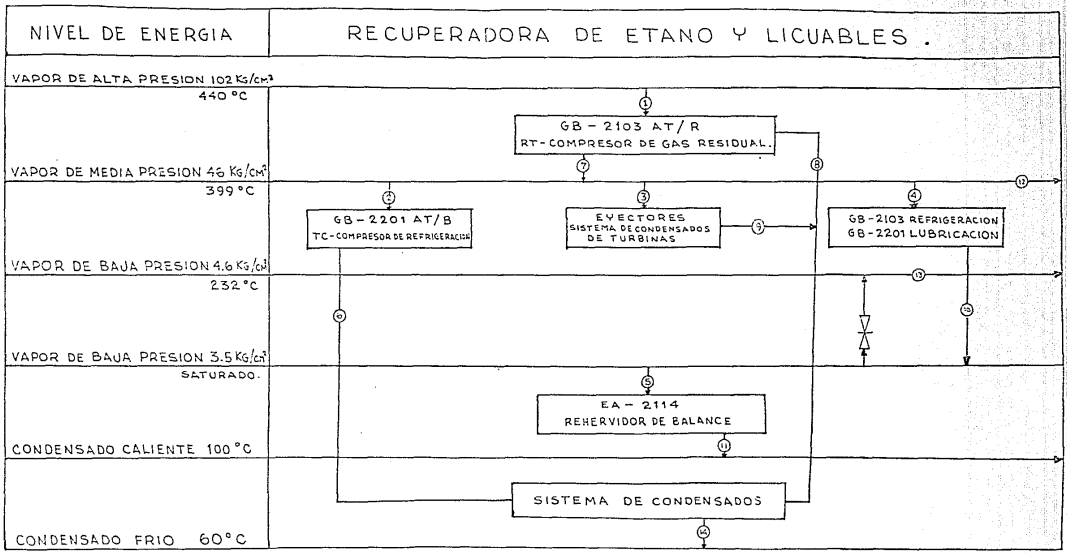
Observaciones:

El vapor de alta presión (102 Kg/cm^2 - 440 C), es requerido en el sistema de turbinas-compresor de gas residual alta presión siendo suministrado por generadores de vapor.

Vapor de media presión (46 Kg/cm^2 - 399 C), es requerido en turbinas-compresor de refrigeración, turbinas-bombas de refrigeración, turbinas-bombas de lubricación, eyectores del sistema de condensados de turbinas. Este vapor será suministrado a partir de la extracción lateral de turbinas de gas residual.

Vapor de calentamiento de baja presión (3.5 Kg/cm^2 -- saturado), es requerido en el sistema de rehervidores de balance, será suministrado a partir de turbina-bombas de refrigeración, turbinas-bombas de lubricación.

Serán enviados al límite de batería $F = 52906 \text{ Kg/h}$ de vapor de media presión (46 Kg/cm^2 - 399 C), $F = 14727 \text{ Kg/h}$ - de vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 232 C), $F = 5186 \text{ Kg/h}$ de condensado caliente, $F = 148458 \text{ Kg/h}$ de condensado frío.



CORRIENTE NUMERO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
FLUJO KG-H	221277	79091	836	19913	5186	79091	99840	68531	836	19913	5186	52906	14727	148458
PRESION KG-CM ²	102	49	46	46	3.5	3.5	46	3.5	3.5	4.22	3.5	4.6	4.6	3.5
TEMPERATURA °C	440	399	399	399	SATURADO	60	399	60	60	153	100	399	232	60
ESTADO FISICO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO

UNIV. AUT. DE GUATEMALA
 C.C.C.D. TESIS PROFESIONAL
 DISTRIBUCION DE EQUIPOS.
 DIAGRAMA DE BALANCE
 INTERNO.
 Nº 1-II GERARDO VALDEZ A.

Tabla número 1.8
 REQUERIMIENTOS Y RETORNOS POR PLANTA EN LIMITE DE BATERIA.

RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES

Requerimientos :

Vapor de alta presión.

Flujo:	221277	Kg/h
Presión:	102	Kg/cm ²
Temperatura:	440	C.

Retornos :

Vapor de media presión.

Flujo:	52906	Kg/h
Presión:	46	Kg/cm ²
Temperatura:	399	C.

Vapor de baja presión.

Flujo:	14727	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura:	232	C.

Condensado frío.

Flujo:	148458	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	60	C.

Condensado caliente.

Flujo:	5186	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	100	C.

Tabla número 1.9

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN LIMITE DE BATERIA.

TRES PLANTAS RECUPERADORAS DE ETANO Y LICUABLES.

Requerimientos :

Vapor de alta presión.

Flujo:	663831	Kg/h
Presión:	102	Kg/cm ²
Temperatura:	440	C.

Retornos :

Vapor de media presión.

Flujo:	158718	Kg/h
Presión:	46	Kg/cm ²
Temperatura:	339	C.

Vapor de baja presión.

Flujo:	44181	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura:	232	C.

Condensado frío.

Flujo:	445374	Kg/h.
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	60	C.

Condensado caliente.

Flujo:	15558	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	100	C.

1.4. UNIDAD TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS.

Capacidad 81537 BPD (6)

Las plantas fraccionadoras de hidrocarburos, constan de cuatro secciones: sección de fraccionamiento, tratamiento con dietanolamina, tratamiento cáustico y refrigeración. -- Véase diagrama de proceso número 1.12.

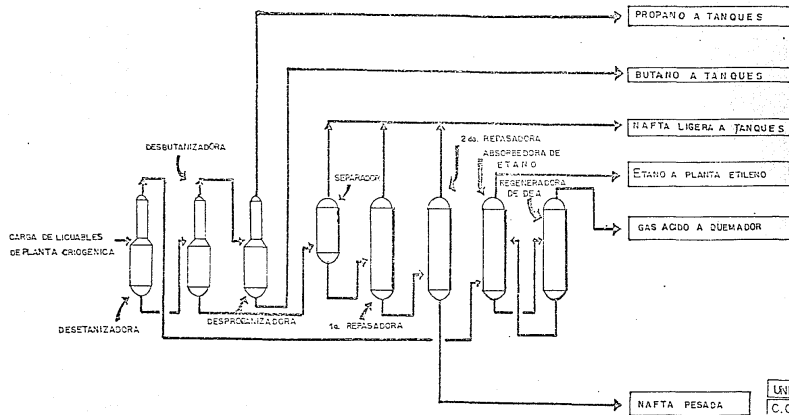
En la sección de fraccionamiento se lleva a cabo una destilación fraccionada de diversas corrientes de hidrocarburos con el fin de obtener etano, propano, butano y naftas.

En la sección de tratamiento con dietanolamina, se efectúa el endulzamiento de las corrientes de etano obtenida en la propia unidad utilizando una solución acuosa de dietanolamina para ese fin.

En la sección de tratamiento cáustico, se utiliza una solución acuosa de hidróxido de sodio para reducir el contenido de mercaptanos de la corriente de butanos procedentes de la sección de fraccionamiento.

La sección de refrigeración tiene la finalidad de condensar el etano que se utilizará como reflujo de las torres desetanizadoras; el medio de refrigeración que se utiliza es propileno.

Los productos que se obtienen en las plantas son: etano que se envía a las plantas de etileno, propano, que se envía al límite de batería para su almacenamiento, butano que se entrega a límite de batería para su almacenamiento, naftas pesadas y ligeras que se envían a límite de batería para su almacenamiento y gases ácidos.



UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA	
C.C.O.O. TESIS PROFESIONAL	FIGURA 112
DIAGRAMA DE PROCESO	
PLANTA TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS.	
GERARDO VALDEZ AGUILAR	

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

Servicio: Vapor de media presión. (G)
 Condiciones de suministro: 46 Kg/cm^2 - 399 C.
 Retorno: Condensado 3.5 Kg/cm^2 - 65.5 C.

Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
GB-1401	Turbina-compresor de refrigerante.	21709
	Total:	<u>21709</u>

Observaciones:

Los condensados se entregarán al límite de batería a una presión de 3.5 Kg/cm^2 y temperatura de 65.5 C.

Las turbinas son de condensación total.

(G) - Véase diagrama de flujo número 1.13

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

Servicio: Vapor de media presión. (¶)
 Condiciones de suministro: 19.4 Kg/cm^2 - 271 C.
 Retorno: Vapor de baja presión 4.6 Kg/cm^2 - 159 C.

Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
GA-1104 AB/R	Turbinas-bombas desbuta- nicadora.	12958
GA-1111/R	Turbina-bomba repasadora	2912
HA-1204 AB	Segundo filtro dietanola mina.	269
EA-1401 AB	Eyector del compresor de refrigerante.	150
	Total:	<u>16289</u>

Observaciones:

El vapor de baja presión que se obtiene a la salida de estos sistemas será alimentado al sistema de rehervidores.

Las turbinas son de condensación total.

(¶) - Véase diagrama de flujo número 1.13

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

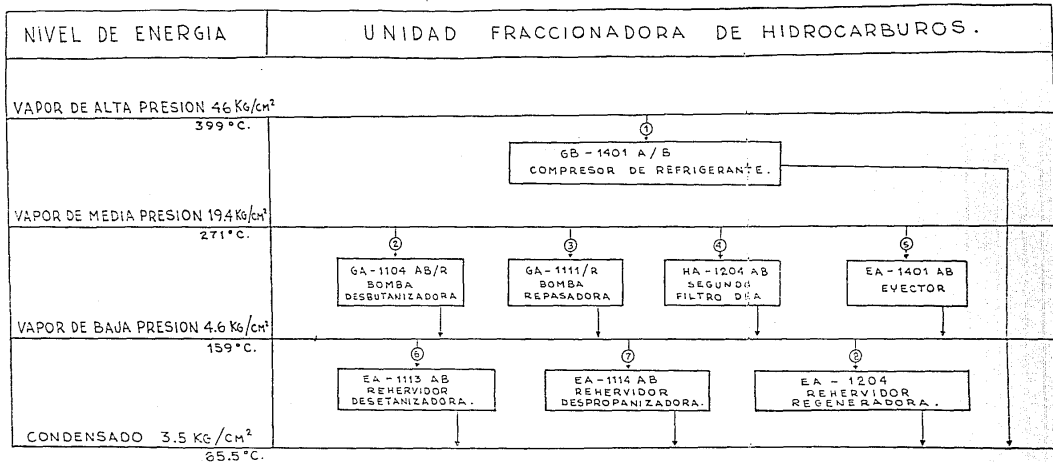
Servicio: Vapor de baja presión (g)
 Condiciones de suministro: 4.6 Kg/cm^2 - 159 C.
 Retorno: Condensado 3.5 Kg/cm^2 - 65.5 C.

Clave	Equipo	Consumo normal Kg/h
EA-1113	Rehervidor desetanizadora	45894
EA-1114	Rehervidor despropanizadora	40199
EA-1204	Rehervidor regeneradora	3988
	Total:	<u>90081</u>

Observaciones:

El vapor de baja presión, se extraerá del sistema de bombas (desbutanizadora, despropanizadora), segundo filtro, eyectores y del límite de batería.

(g) - Véase diagrama de flujo número 1.13



CORRIENTE NUMERO	1	2	3	4	5	6	7	8
FLUJO KG/H.	21709	12958	2912	269	150	45894	40199	3988
PRESION KG/CM ²	46	19.4	19.4	19.4	19.4	4.6	4.6	4.6
TEMPERATURA °C	399	271	271	271	271	159	159	159
ESTADO FISICO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

BALANCE DE MATERIALES

UNIDAD TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS

Véase diagrama de balance número 1.14.

1.- Sistema: Turbina-compresor de refrigerante.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 21709 Kg/h

Presión: 46 Kg/cm²

Temperatura: 399 C.

Salidas: Condensado.

Flujo: 21709 Kg/h

Presión: 5.5 Kg/cm²

Temperatura: 65.5 C.

2.- Sistema: Turbina-bomba desbutanizadora.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 12958 Kg/h

Presión: 19.4 Kg/cm²

Temperatura: 271 C.

Salidas: Vapor de baja presión.

Flujo: 12958 Kg/h

Presión: 4.6 Kg/cm²

Temperatura: 159 C.

3.- Sistema: Turbina-bomba repasadora.

Entradas: Vapor de media presión.

Flujo: 2912 Kg/h

Presión: 19.4 Kg/cm²

Temperatura: 271 C.

Salidas: Vapor de baja presión.

Flujo: 2912 Kg/h

Presión: 4.6 Kg/cm²

Temperatura: 159 C.

- 4.- Sistema: Segundo filtro dietanolamina.
 Entradas: Vapor de media presión.
 Flujo: 269 Kg/h
 Presión: 19.4 Kg/cm²
 Temperatura: 271 C.
 Salidas: Vapor de baja presión.
 Flujo: 269 Kg/h
 Presión: 4.6 Kg/cm²
 Temperatura: 159 C.
- 5.- Sistema: Eyectores del compresor de refrigerante.
 Entradas: Vapor de media presión.
 Flujo: 150 Kg/h
 Presión: 19.4 Kg/cm²
 Temperatura: 271 C.
 Salidas: Vapor de baja presión.
 Flujo: 150 Kg/h
 Presión: 4.6 Kg/cm²
 Temperatura: 159 C.
- 6.- Sistema: Rehervidor desetanizadora.
 Entradas: Vapor de baja presión.
 Flujo: 45894 Kg/h
 Presión: 4.6 Kg/cm²
 Temperatura: 159 C.
 Salidas: Condensado.
 Flujo: 45894 Kg/h
 Presión: 5.5 Kg/cm²
 Temperatura: 65.5 C.
- 7.- Sistema: Rehervidor despropanizadora.
 Entradas: Vapor de baja presión.
 Flujo: 40199 Kg/h
 Presión: 4.6 Kg/cm²
 Temperatura: 159 C.

Salidas:	Condensado.	
Flujo:	40199	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	65.5	C.

8.- Sistema: Rehervidor regeneradora.

Entradas:	Vapor de baja presión.	
Flujo:	3988	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura:	159	C.
Salidas:	Condensado.	
Flujo:	3988	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	65.5	C.

Observaciones:

Es requerido vapor de media presión (46 Kg/cm² - 399 C) para el funcionamiento del sistema: Turbina-compresor de refrigerante siendo el suministro desde el límite de batería a partir de generadores de vapor.

El vapor de baja presión (19.4 Kg/cm² - 271 C) es requerido en los sistemas: Turbinas-bombas desbutanizadora, - turbina-bomba repasadora, segundo filtro dietanolamina y -- eyectores del compresor de refrigerante. Para ser cubierta la demanda interna será suministrado desde el límite de batería por el sistema de turbogeneradores de vapor.

El vapor de calentamiento de baja presión (4.6 Kg/cm² - 159 C) será extraído a la salida del sistema: bomba-desbutanizadora, bomba-repasadora, segundo filtro dietanolamina, eyectores y estaciones acondicionadoras de vapor.

Se enviarán a límite de batería condensados calientes (3.5 Kg/cm² - 65.5 C).

Tabla número 1.10

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS POR PLANTA EN LIMITE DE BATERIA.

UNIDAD FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS.

Requerimientos :

Vapor de media presión.

Flujo:	21709	Kg/h
Presión:	46	Kg/cm ²
Temperatura:	399	C.

Vapor de baja presión.

Flujo:	16290	Kg/h
Presión:	19.4	Kg/cm ²
Temperatura:	271	C.

Vapor de baja presión.

Flujo:	75792	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura:	159	C.

Retorno :

Condensado.

Flujo:	111790	Kg/h-
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	65.5	C.

Tabla número 1.11

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN LIMITE DE BATERIA.
TRES PLANTAS FRACCIONADORAS DE HIDROCARBUPOS.

Requerimientos :

Vapor de media presión.

Flujo:	65127	Kg/h
Presión:	46	Kg/cm ²
Temperatura:	399	C.

Vapor de baja presión.

Flujo:	48870	Kg/h
Presión:	19.4	Kg/cm ²
Temperatura:	271	C.

Vapor de baja presión.

Flujo:	221576	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura:	159	C.

Retorno :

Condensado.

Flujo:	335370	Kg/h
Presión:	5.5	Kg/cm ²
Temperatura:	65.5	C.

RESULTADOS OBTENIDOS DE LOS BALANCES DE MATERIA EN PLANTAS.

La tabla número 1.12 nos muestra las demandas que existen en plantas de vapor y agua desareada a presión.

La tabla número 1.13 nos muestra los retornos de vapor y condensados hacia el límite de batería en plantas.

Tabla número 1.12

DEMANDAS DE VAPOR Y AGUA DESAEREADEA EN PLANTAS.

4 PLANTAS ENDULZADORAS DE GAS Y RECUPERADORAS DE AZUFRE.

Flujo Kg/h:	89488	55660	4500	369828
Presión Kg/cm ² :	46	4.6	47	7
Temperatura C :	599	232	121	121
Estado Físico:	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido

2 PLANTAS ENDULZADORAS Y ESTABILIZADORAS DE HIDROCARBUROS.

Flujo Kg/h:	35310	60120
Presión Kg/cm ² :	46	3.5
Temperatura C :	599	Saturado
Estado físico:	Vapor	Vapor

3 PLANTAS RECUPERADORAS DE ETANO Y LICUABLES.

Flujo Kg/h:	663831
Presión Kg/cm ² :	102
Temperatura C :	440
Estado físico:	Vapor

3 PLANTAS TRATADORAS Y FRACCIONADORAS DE HIDROCARBUROS.

Flujo Kg/h:	65127	48870	221376
Presión Kg/cm ² :	46	19.4	4.6
Temperatura:	599	271	159
Estado físico:	Vapor	Vapor	Vapor

Tabla número 1.13

RETORNOS DE VAPOR Y CONDENSADOS DE PLANTAS

4 PLANTAS ENDULZADORAS DE GAS Y RECUPERADORAS DE AZUFRE.

Flujo Kg/h:	491096
Presión Kg/cm ² :	3.5
Temperatura C:	134
Estado ffsico:	Líquido

2 PLANTAS ENDULZADORAS Y ESTABILIZADORAS DE HIDROCARBUROS.

Flujo Kg/h:	60120
Presión Kg/cm ² :	3.5
Temperatura C :	134
Estado ffsico :	Líquido

3 PLANTAS RECUPERADORAS DE ETANO Y LICUABLES.

Flujo Kg/h:	158718	44181	445374	15558
Presión Kg/cm ² :	46	4.6	3.5	3.5
Temperatura C :	399	232	60	100
Estado ffsico :	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido

3 PLANTAS TRATADORAS Y FRACCIONADORAS DE HIDROCARBUROS.

Flujo Kg/h:	335370
Presión Kg/cm ² :	3.5
Temperatura C :	65.5
Estado ffsico :	Líquido

1.5 TURBINAS DE SERVICIOS AUXILIARES TURBOGENERADORES DE VAPOR.

La turbina de vapor es una turbomáquina capaz de convertir la energía termodinámica del vapor de agua en energía mecánica en el eje de la máquina.

En la transformación de la energía calorífica en mecánica y/o eléctrica, es preciso servirse de un fluido de -- trabajo capaz de recibir y de ceder energía.

Como fluido abundante y fácil de manejar, es usado - el agua, la cual experimenta cambios de fase en un equipo de intercambio de calor llamado caldera.

Cuando en su diseño se considera una operación variable en velocidad, una turbina cubre un amplio intervalo de - velocidades de operación.

Esta característica constituye una ventaja importante. La capacidad de las turbinas de vapor abarca un amplio campo que va desde unos cuantos caballos (Hp) de potencia -- hasta unos 1000 MW. Véase nomenclatura.

La clasificación de las turbinas se efectúa desde varios puntos de vista:

1. Según las condiciones de suministro y escape de vapor. - Por ejemplo, con condensación, sin condensación, con extracción automática, con presiones mixtas (el vapor se - suministrará desde varias fuentes a distintas presiones) con extracción regenerativa, con recalentamiento.

2. Según la distribución de los cuerpos (cajas), o de las flechas. Por ejemplo, de un solo cuerpo, compound en tandem (dos o más cajas con las flechas acopladas en líneas), compound cruzado (dos o más flechas acopladas sin alinear, con frecuencia a distintas rpm).
3. Según el número de etapas de escape en paralelo. Por ejemplo, de circulación doble o triple en circulación de vapor.
4. Según diferentes detalles en el diseño de las etapas, -- por ejemplo: acción (impulso) o reacción.
5. Según la dirección de la corriente de vapor dentro de la turbina, por ejemplo: corriente axial, corriente radial, corriente tangencial.
6. Según sean de un solo paso o de pasos múltiples. En general son de un solo paso las turbinas pequeñas o las -- que se diseñan para trabajar con una caída pequeña de -- energía; por lo contrario, las turbinas grandes requie -- ren para su operación múltiples pasos.
7. Según el tipo de aparato que va a impulsar, por ejemplo: Un generador eléctrico, compresor, bombas o en general -- un dispositivo mecánico. Así como el combustible que -- consume.

Serán instaladas turbinas de vapor para el acciona -- miento de:

1. Compresor de aire de instrumentos.
2. Bombas de gua de enfriamiento.
3. Bombas de alimentación a calderas.
4. Ventiladores de calderas.

Estas turbinas estarán distribuidas en ocho áreas -- de la cual se clasifican de acuerdo al tipo de equipo que -- accionarán. Véase tabla número 1.14:

Para el funcionamiento de las turbinas de servicios auxiliares, es requerido vapor de alta presión (60 Kg/cm^2 - 482 C) y vapor de media presión (46 Kg/cm^2 - 399 C).

A partir de las extracciones laterales, se obtendrá vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 232 C) que serán incorporados al cabezal principal de vapor en el complejo petroquímico.

Se considerarán pérdidas del orden de 4545 Kg/h de vapor de media presión. Véase diagrama de balance número -- 1.15.

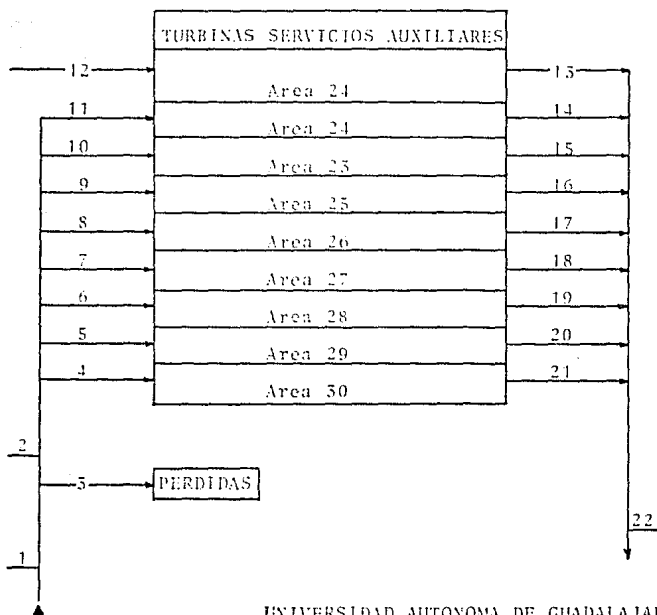
El tipo de turbina que se considera de acuerdo a la clasificación, son de condensación total y un solo paso.

TABLA NUM. 1.14

Area	TURBINA PARA ACCIONAMIENTO DE:	CONSUMO Kg/hr
23	Comp. de aire para instrumentos	6677
24	Bomba para agua de enfriamiento	11484
24	Bomba alimentación a calderas de 46 Kg/cm ²	10227
25	" " " " " 102 Kg/cm ²	19459
25	" " " " " 60 Kg/cm ²	12425
25	Ventilador de calderas	11856
26	" " "	11856
25	" " "	9634
25	" " "	9634
25	" " "	9634
25	" " "	9634
26	Bomba para agua de enfriamiento	11484
27	" " " " "	11484
28	" " " " "	11484
29	" " " " "	11484
30	" " " " "	11484
	PERDIDAS DE VAPOR EN EL SISTEMA	4515
	CONSUMO TOTAL EN TURBINAS FORZOSAS	179900
24	Demanda de vapor 60 Kg/cm ² ; 482° C.	16428

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA
 C.C.Q.Q. TESIS PROFESIONAL
 DEMANDA DE VAPOR 46 Kg/cm², 399° C
 EN TURBINAS SERVICIOS AUXILIARES
 Y 60 Kg/cm²; 482° C.

DIAGRAMA DE BALANCE 1.15



UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA

C.C.Q.Q: TESIS PROFESIONAL

DIAGRAMA DE BALANCE

TURBINAS AUXILIARES

E N T R A D A S

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
FLUJO Kg/hr.	184445	179900	4545	11484	11484	11484	11481	23520	82256	6677	21711	16428
PRESION Kg/cm ²	46	46	46	46	46	46	46	46	46	46	46	60
TEMPERATURA °C	399	399	399	399	399	399	399	399	399	399	399	482
ESTADO FISICO	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor

S A L I D A S

CORRIENTE	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
FLUJO Kg/hr	16428	21711	6677	82256	23520	11484	11484	11491	11484	196328
PRESION Kg/cm ²	4.6	4.6	4.6	4.6	4.6	4.6	4.6	4.6	4.6	4.6
TEMPERATURA °C	252	252	252	252	252	252	252	252	252	252
ESTADO FISICO	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA
 C.C.Q.Q. TESIS PROFESIONAL
 BALANCE DE VAPOR.
 TURBINAS SERVICIOS AUXILIARES
 TABLA 1.15 GERARDO VALDEZ AGUILAR

Tabla número 1.16

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN EL LIMITE DE BATERIA.

SISTEMA DE TURBINAS DE SERVICIOS AUXILIARES.

Requerimientos :

Vapor de media presión.

Flujo:	184445	Kg/h
Presión:	46	Kg/cm ²
Temperatura:	399	C.

Vapor de alta presión.

Flujo:	16428	Kg/h
Presión:	60	Kg/cm ²
Temperatura:	482	C.

Retornos :

Vapor de baja presión.

Flujo:	196328	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura:	232	C.

TURBOGENERADORES DE VAPOR

En el complejo petroquímico será instalado un sistema de turbogeneradores de vapor para la generación de energía eléctrica local.

Los turbos son de extracción múltiple y condensación total con capacidad unitaria de 24 MW a carga nominal.

El sistema de turbogeneradores de vapor operarán al 70% de su carga, contándose en el complejo petroquímico con tres turbogeneradores.

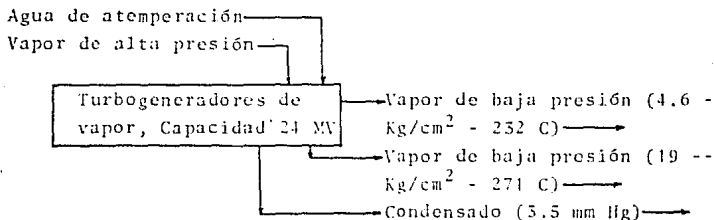
De las extracciones laterales se obtendrá vapor de baja presión ($19.4 \text{ Kg/cm}^2 - 271 \text{ C}$) y vapor de baja presión ($4.6 \text{ Kg/cm}^2 - 232 \text{ C}$).

El vapor de baja presión ($19.4 \text{ Kg/cm}^2 - 271 \text{ C}$), suministrará los requerimientos de las plantas Fraccionadoras de Hidrocarburos más el 10% serán para el consumo interno de las bombas de condensación dentro del sistema al 100% de su capacidad.

El vapor de baja presión ($4.6 \text{ Kg/cm}^2 - 232 \text{ C}$), será enviado al límite de batería, donde se incorporarán al cabezal principal en el complejo petroquímico.

A partir de los balances de materia y energía será determinada la cantidad de vapor de alta presión ($60 \text{ Kg/cm}^2 - 482 \text{ C}$) que requiere el sistema para su funcionamiento, -- así como el agua desaerada de atemperación. Véase figura 1.1.

Figura número 1.1.



Cantidad requerida de vapor de alta presión en turbogeneradores de vapor.

Datos:

$P = 60 \text{ Kg/cm}^2$

$T = 482 \text{ C}$

$P \text{ de escape} = 3.5 \text{ mm Hg}$

Consumos teóricos de vapor para condiciones típicas del mismo. Datos obtenido en tabla número 2 del manual del Ingeniero Mecánico.

$$\text{TSR} = 6.7 \text{ Lb/h}$$

Eficiencia teórica para condensación total de turbogeneradores.

$$n_f = \text{TSR} / \text{ASR}$$

Requerimientos actuales de vapor:

$$\text{ASR} = \text{TSR} / n_f$$

Eficiencia teórica = 70 %

$$\text{ASR} = 6.7 / 0.7 = 9.5714 \text{ lb/KW} \cdot \text{h}$$

Conversión de unidades:

ASR = 9.5714 Lb/KW'h (24000 KW)(0.4545 Kg/lb)

ASR = 104415 Kg/h

Es requerido el 10% para el consumo de bombas de condensados dentro del sistema.

ASR = 104415 + 10 %

ASR = 114856 Kg/h al 100 % de su capacidad.

ASR = 80599 Kg/h al 70 % de su capacidad.

En el complejo petroquímico se instalarán tres turbogeneradores de vapor.

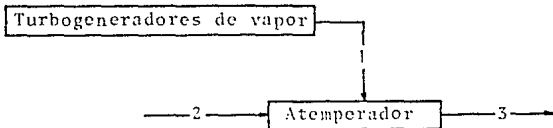
Cantidad requerida de vapor de alta presión.

ASR = 344569 Kg/h Máximo

ASR = 241198 Kg/h Normal

Balace de materiales en el sistema. Figura 1.2

Figura 1.2



Análisis de condensado 3.5 mm Hg y agua de atemperación en turbogeneradores de vapor.

Corriente Núm. 1 : Vapor de media presión (19.4 Kg/cm² - 365 C)

Corriente Núm. 2 : Agua de atemperación (84 Kg/cm² - 121 C).

Corriente Núm. 3 : Vapor requerido en Fraccionadora de hidrocarburos (19.4 Kg/cm² - 271 C).

Balance: $w_1 + w_2 = w_3$

Despejando w_1 por simultáneas y sustituyendo valores de entalpia (tablas de vapor o diagrama de Mollier) y w_3 (vapor de baja presión requerido en plantas Fraccionadoras de Hidrocarburos).

$$w_3 = 48870 \text{ Kg/h}$$

Resultados:

$$w_1 = 45767 \text{ Kg/h}$$

$$w_2 = 3103 \text{ "}$$

$$w_3 = 48870 \text{ "}$$

Tabla número 1.17

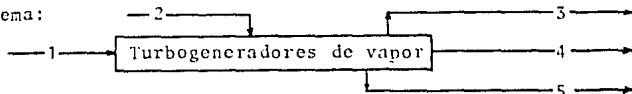
Balace de materia y energia en atemperador del sistema de turbogeneradores.

Corriente Núm.	1	2	3
Flujo Kg/h	45767	3103	48870
Presión Kg/cm ² :	19.4	84	19.4
Temperatura C :	365	121	271
Estado físico :	Vapor	Líquido	Vapor

Determinación del flujo de condensados en el sistema de turbogeneradores de vapor.

Figura 1.3

Sistema:



Corriente Núm. 1: Vapor de alta presión (60 Kg/cm² - 482 C)
 Corriente Núm. 2: Agua de atemperación (84 Kg/cm² - 121 C)
 Corriente Núm. 3: Vapor de baja presión (19.4 Kg/cm² - 271 C)
 Corriente Núm. 4: Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 232 C)
 Corriente Núm. 5: Condensado líquido (3.5 Kg/cm² - 60 C)

Balance de materiales en el sistema:

$$w_1 + w_2 = w_3 + w_4 + w_5$$

Sustituyendo valores

$$241198 + 3103 = 48870 + 3409 + w_5$$

$$w_5 = 192022 \text{ Kg/h}$$

Tabla número 1.18

Resultados de los balances de materiales en el sistema de turbogeneradores de vapor.

Corriente número:	1	2	3	4	5
Flujo Kg/h:	241198	3103	48870	3409	192022
Presión Kg/cm ² :	60	84	19.4	4.6	3.5
Temperatura C :	482	121	271	232	60
Estado físico :	Vapor	Líquido	Vapor	Vapor	Líquido

Tabla número 1.19
 REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN EL LIMITE DE BATERIA
 SISTEMA DE TURBOGENERADORES DE VAPOR.

Requerimientos :

Vapor de alta presión.

Flujo:	241198	Kg/h
Presión:	60	Kg/cm ²
Temperatura:	482	C

Agua de atemperación.

Flujo:	3103	Kg/h
Presión:	84	Kg/cm ²
Temperatura	121	C

Retornos:

Vapor de baja presión.

Flujo:	48870	Kg/h
Presión:	19.4	Kg/cm ²
Temperatura:	271	C

Vapor de baja presión.

Flujo:	3409	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura:	232	C

Condensado.

Flujo:	192022	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm ²
Temperatura:	60	C

1.6. SISTEMAS SOPLADORES DE HOLLÍN EN CALDERAS.

Estos sistemas son utilizados para mantener la eficiencia de la caldera y su capacidad por medio de la eliminación periódica de la ceniza y la escoria que se adhiere a las superficies que, así, pueden absorber calor.

Por medio de corrientes violentas de vapor que se produce en las boquillas del soplador de hollín, se desprende la ceniza seca que se adhiere a la pared así como la escoria, que entonces, caen dentro de un silo o viajan con el resto de los gases de combustión hacia el equipo de purificación.

Generalmente son usados controles automáticos donde pueden arreglarse o programarse para que operen los sopladores en una secuencia prevista a intervalos de tiempos ajustables de acuerdo con los requerimientos de limpieza de las calderas.

Los sistemas de sopladores de hollín pueden operar con una señal enviada de la unidad de control de la caldera en donde por medio de instrumentación adecuada pueden operarse los sopladores en forma selectiva sobre las diferentes áreas de intercambio de calor dentro de la caldera, con el propósito de mantener la limpieza requerida así como la eficiencia de la transferencia de calor.

Para llevar a cabo el soplado en calderas es requerido vapor de baja presión ($19.4 \text{ Kg/cm}^2 - 271 \text{ C}$).

$$\text{Flujo requerido} = 35854 \text{ Kg/h}$$

Este flujo será suministrado por estaciones condicionadoras de vapor. Véase balance en estaciones condicionadoras de vapor ($46 \text{ Kg/cm}^2 - 399 \text{ C}$).

1.7. ESTACIONES ACONDICIONADORAS DE VAPOR.

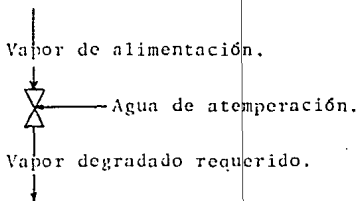
En el complejo petroquímico es requerido vapor de baja presión.

Para llevar a cabo el suministro se incorporarán sistemas de válvulas de atemperación que acondicionan el vapor a las demandas existentes. Véase figura núm. 1.4.

Estos sistemas contribuirán a obtener ahorros de --- energía y por ende económicos, debido a su fácil manejo y -- disponibilidad en comparación con los generadores de vapor.

Figura Núm. 1.4

Sistema:



El agua de atemperación será suministrada de los -- sistemas de desaeradores existentes en el complejo petro - químico.

Agua de atemperación (46 Kg/cm² - 121 C)

Agua de atemperación (14 Kg/cm² - 121 C)

DEMANDAS DE VAPOR BAJA PRESION

En plantas Endulzadoras y Estabilizadoras de hidrocarburos condensados para el funcionamiento de rehervidores de la estabilizadora y regeneradora, es requerido vapor de calentamiento baja presión 3.5 Kg/cm^2 - saturado.

Flujo requerido = 60120 Kg/h.

En las unidades Tratadoras y Fraccionadoras de hidrocarburos, se requiere vapor de calentamiento baja presión para el funcionamiento de los sistemas de intercambio de calor (rehervidores desetanizadora, despropanizadora y regeneradora) a una presión de 4.6 Kg/cm^2 y temperatura de 159 C.

Flujo requerido = 221376 Kg/h.

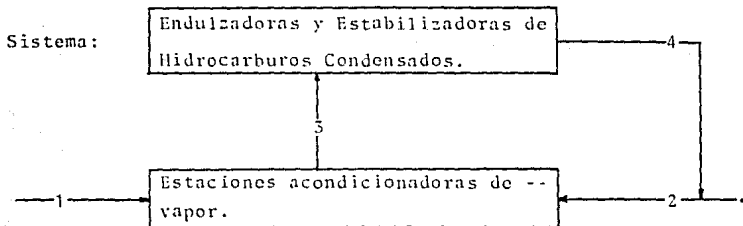
Para el funcionamiento del sistema de sopladores de hollín de calderas y sistemas existentes en tratamiento de efluentes, es requerido vapor de baja presión 19.4 Kg/cm^2 -- 271 C. Véase tabla número 1.3.

ESTACIONES ACONDICIONADORAS DE VAPOR
(4.6 Kg/cm² - 232 C a 3.5 Kg/cm² - saturado)

En las plantas Endulzadoras y Estabilizadoras de hidrocarburos condensados, es requerido vapor de baja presión (3.5 Kg/m² - saturado). Véase balance de materiales en plantas.

Flujo requerido = 60120 Kg/h.

Figura 1.5



Corriente Núm. 1 : Flujo de agua desaerada (14 Kg/cm² - 121 C)

Corriente Núm. 2 : Flujo de vapor baja presión (4.6 Kg/cm² - 232 C)

Corriente Núm. 3 : Flujo de vapor baja presión requerido (3.5 Kg/cm² - saturado).

Corriente Núm. 4 : Flujo de vapor baja presión obtenido de plantas (4.6 Kg/cm² - 232 C).

Determinación del flujo de vapor baja presión (4.6 Kg/cm² - 232 C) y agua desaerada (14 Kg/cm² - 121 C) requeridos para obtener vapor de baja presión (corriente núm. 3).

Balance: Estación acondicionadora de vapor.
Entradas = salidas

$$\begin{aligned}w_1 + w_2 &= w_3 \\h_1 w_1 + h_2 w_2 &= h_3 w_3\end{aligned}$$

Despejando w_2 y simplificando la ecuación.

$$w_2 = w_3 (h_3 - h_1) / (h_2 - h_1)$$

Sustituyendo los valores de entalpía (tomadas de las tablas de vapor o diagrama de Mollier) y el valor de $w_3 = 60120$ Kg/h se obtiene:

$$\begin{aligned}w_1 &= 32476 \text{ Kg/h} \\w_2 &= 27653 \text{ " } \\w_3 &= 60120 \text{ " }\end{aligned}$$

A partir de los sistemas de bombas dietanolamina a - filtración y absorción, se obtiene vapor de baja presión --- (4.6 Kg/cm² - 232 C) de las plantas Endulzadoras y Estabilizadoras de hidrocarburos condensados. Véase diagrama de balance 1.8.

Este flujo suministrará a las estaciones acondicionadoras de vapor para ser degradado a las condiciones requeridas.

Flujo obtenido = 15249 Kg/h

Flujo requerido en estaciones acondicionadoras de --
vapor. Flujo = 27653 Kg/h

Demanda existente en estaciones acondicionadoras.

w requerido = 27653 - 15249 = 12404 Kg/h.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

Tabla número 1.20

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN EL LIMITE DE BATERIA

Estación acondicionadora de vapor (4.6 Kg/cm^2 - 232 C
a 3.5 Kg/cm^2 - saturado).

Requerimientos :

Vapor de baja presión.

Flujo:	12404	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm^2
Temperatura:	232	C.

Agua desaerada baja presión.

Flujo:	32467	Kg/h
Presión:	14	Kg/cm^2
Temperatura:	121	C.

Retornos :

Vapor de baja presión.

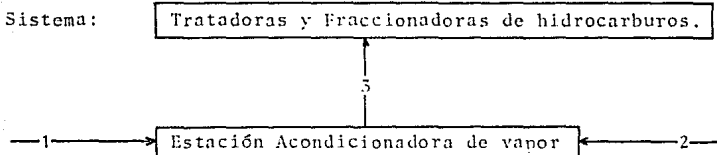
Flujo:	60120	Kg/h
Presión:	3.5	Kg/cm^2
Temperatura:	Saturación.	

ESTACIONES ACONDICIONADORAS DE VAPOR
(4.6 Kg/cm² - 232 C a 4.6 Kg/cm² - 155 C)

En las plantas Tratadoras y Fraccionadoras de hidrocarburos, es requerido vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 155 C). Véase balance de materiales en plantas.

Flujo requerido = 221376 Kg/h

Figura 1.6



Corriente Núm. 1 : Flujo de agua desaireada baja presión
(14 Kg/cm² - 121 C).

Corriente Núm. 2 : Flujo de vapor baja presión (4.6 Kg/cm²
232 C).

Corriente Núm. 3 : Flujo de vapor baja presión requerido -
(4.6 Kg/cm² - 155 C).

Determinación del flujo de vapor baja presión requerido (4.6 Kg/cm² - 232 C) y agua desaireada baja presión -- (14 Kg/cm² - 121 C) que alimentan a las Estaciones Acondicionadoras de vapor.

Balance: Estaciones Acondicionadoras de vapor.

Entradas = salidas

$$w_1 + w_2 = w_3$$

$$h_1 w_1 + h_2 w_2 = h_3 w_3$$

Despejando w_2 y simplificando la ecuación.

$$w_2 = w_3 (h_3 - h_1) / (h_2 - h_1)$$

Sustituyendo los valores de entalpía (tomadas de las tablas de vapor o diagrama de Mollier) y el valor de $w_3 = 221576$ Kg/h se obtiene:

$$w_1 = 205879.7 \text{ Kg/h}$$

$$w_2 = 15496.5 \text{ Kg/h}$$

$$w_3 = 221576 \text{ Kg/h}$$

Véase tabla número 1.21 de requerimientos y retornos en el límite de batería.

Tabla número 1.21

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN EL LIMITE DE BATERIA

Sistema: Estaciones Acondicionadoras de vapor (4.6 Kg/cm^2 - 232 C a 4.6 Kg/cm^2 - 155 C).

Requerimientos :

Vapor de baja presión.

Flujo:	205880	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm^2
Temperatura:	232	C.

Agua desaireada baja presión.

Flujo:	15496	Kg/h
Presión:	14	Kg/cm^2
Temperatura:	121	C.

Retornos :

Vapor de baja presión.

Flujo:	221376	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm^2
Temperatura:	155	C.

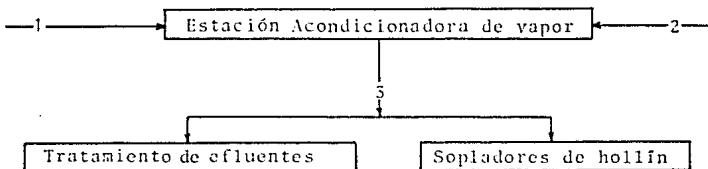
ESTACIONES ACONDICIONADORAS DE VAPOR.
(46 Kg/cm² - 399° C a 19.4 Kg/cm² - 271 C)

En los sistemas sopladores de hollín de calderas y - tratamiento de efluentes, es requerido vapor de baja presión (19.4 Kg/cm² - 271 C). Véase sección 1.6 y tabla núm. 1.3

Flujo requerido	Kg/h
Tratamiento de efluentes	1227
Sopladores de hollín de calderas	35854
Total:	<u>37081</u>

Figura 1.7

Sistema:



Corriente Núm. 1 : Flujo de agua desaerada baja presión - (14 Kg/cm² - 121 C).

Corriente Núm. 2 : Flujo de vapor de media presión (46 --- Kg/cm² - 399 C).

Corriente Núm. 3 : Flujo de vapor de baja presión requerido en el sistema (19.4 Kg/cm² - 271 C).

Determinación del flujo de vapor de media presión 46 Kg/cm² - 399 C) y agua desaerada baja presión (14 Kg/cm² - 121 C) requeridos para producir vapor de baja presión - (corriente núm. 3).

Balance: Estaciones Acondicionadoras de Vapor.

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

$$w_1 + w_2 = w_3$$

$$h_1 w_1 + h_2 w_2 = h_3 w_3$$

Despejando w_2 y simplificando la ecuación.

$$w_2 = w_3 (h_3 - h_1) / (h_2 - h_1)$$

Sustituyendo los valores de entalpía (tomadas de las tablas de vapor o diagrama de Mollier) y el valor de $w_3 = 37081$ Kg/h se obtiene:

$$w_1 = 3320.5 \quad \text{Kg/h}$$

$$w_2 = 33760 \quad \text{Kg/h}$$

$$w_3 = 37081 \quad \text{Kg/h}$$

Véase tabla número 1.22 de requerimientos y retornos en el límite de batería.

Tabla número 1.22

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN LIMITE DE BATERIA

Sistema: Estación Acondicionadora de vapor (46 Kg/cm² - 399 C
a 19.4 Kg/cm² - 271 C).

Requerimientos :

Vapor de media presión.

Flujo:	53760	Kg/h
Presión:	46	Kg/cm
Temperatura:	399	C.

Agua desaireada de baja presión.

Flujo:	3320	Kg/h
Presión:	14	Kg/cm ²
Temperatura:	121	C.

Retornos :

Vapor de baja presión.

Flujo:	37081	Kg/h
Presión:	19.4	Kg/cm ²
Temperatura:	271	C.

ESTACIONES ACONDICIONADORAS DE VAPOR.
 (46 Kg/cm² - 399 C a 4.6 Kg/cm² - 232 C)

Debido a que los suministros de vapor en el complejo petroquímico no alcanzan a cubrir las demandas existentes de vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 232 C), se instalarán Estaciones Acondicionadoras que degraden vapor de media presión (46 Kg/cm² - 399 C). Véase figura número 1.4.

Déficit de vapor de baja presión.

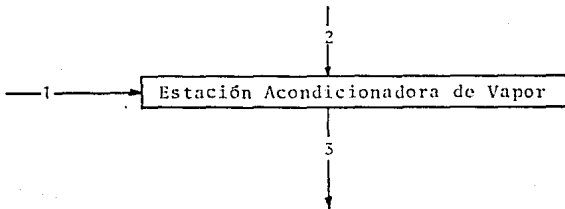
Flujo = 186678 Kg/h

Para este propósito se requiere agua de atemperación alta presión (63 Kg/cm² - 121 C) que suministrarán los sistemas desaereadores (46 Kg/cm² - 121 C).

Estableciendo los balances de materia y energía en las estaciones acondicionadoras, se determinarán los requerimientos de agua desaereada alta presión y el flujo de vapor de media presión que entran al sistema. Fig. 1.8.

Figura 1.8

Sistema: Estaciones Acondicionadoras de Vapor.



Corriente Núm. 1 : Flujo de agua desaeada alta presión -
(63 Kg/cm² - 121 C).

Corriente Núm. 2 : Flujo de vapor de media presión (46 ---
Kg/cm² - 399 C).

Corriente Núm. 3 : Flujo de vapor de baja presión requeri-
do (4.6 Kg/cm² - 232 C).

Balance: Entradas = Salidas

$$w_1 + w_2 = w_3$$

$$h_1 w_1 + h_2 w_2 = h_3 w_3$$

Despejando w_2 y simplificando la ecuación.

$$w_2 = w_3 (h_3 - h_1) / (h_2 - h_1)$$

Sustituyendo valores de entalpía (tomados de tabla -
de vapor o diagrama de Mollier) y $w_3 = 186678$ Kg/h se obtie-
ne:

$$w_1 = 3147 \text{ Kg/h}$$

$$w_2 = 183531 \text{ Kg/h}$$

$$w_3 = 186678 \text{ Kg/h}$$

Para ser cubierto el déficit de vapor de baja pre-
sión (4.6 Kg/cm² - 232 C) en el complejo petroquímico, se -
requieren $w_1 = 3147$ Kg/h de agua desaeada (63 Kg/cm²) y -
 $w_2 = 183531$ Kg/h de vapor de media presión (46 Kg/cm²-399 C).

Véase tabla número 1.23 de requerimientos y retor -
nos en el límite de batería.

Tabla número 1.23

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN EL LIMITE DE BATERIA.

Sistema: Estación Acondicionadora de Vapor.
 (4.6 Kg/cm² - 399 C a 4.6 Kg/cm² - 232 C)

Requerimientos :

Vapor de media presión.

Flujo:	183531	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura:	399	C.

Agua desacreada alta presión.

Flujo:	3147	Kg/h
Presión:	63	Kg/cm ²
Temperatura:	121	C.

Retornos :

Vapor de baja presión.

Flujo:	186678	Kg/h
Presión:	4.6	Kg/cm ²
Temperatura:	232	C.

1.8. DESAERADORES (§)

La desaeración del agua que alimenta a las calderas de alta presión se practica para la eliminación de oxígeno, nitrógeno y bióxido de carbono disueltos.

Como las solubilidades del oxígeno, nitrógeno y bióxido de carbono son cero en el punto de ebullición, el agua -- puede liberarse de ellos hirviéndola y desfogando los gases que escapen. Por lo que, si el agua se hierve en un espacio cerrado, entre más grande sea el volumen del vapor de agua - en comparación con el volumen de los gases expulsados, más - completa será su eliminación.

Para lograr este propósito, es requerido vapor de -- calentamiento de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 232 C).

Tabla número 1.24

DEMANDAS DE VAPOR DE BAJA PRESTION EN DESAERADORES.

Sistema:

Desaeradores (102 Kg/cm^2 - 121 C)	73330
Desaeradores (60 Kg/cm^2 - 121 C)	25661
Desaeradores (46 Kg/cm^2 - 121 C)	75515
Total:	<u>174506</u>

La desaeración generalmente es seguida por un tra - tamiento con un agente desoxidante, tal como el sulfito de - sodio o hidracina, para eliminar cualquier traza de oxígeno que pueda quedar.

(§) - Véase balance en desaeradores en Capítulo Núm. 2.

Tabla número 1.25

DEMANDAS DE VAPOR Y AGUA DESAERADA

Turbinas de servicios auxiliares.
Turbogeneradores de vapor.
Desaeradores.
Sistema sopladores de hollín.
Estaciones Acondicionadoras de Vapor.

Tabla número 1.26

RETORNOS DE VAPOR Y CONDENSADOS

Turbinas de servicios auxiliares.
Turbogeneradores de vapor.
Estaciones Acondicionadoras de vapor.

Tabla número 1.25

DEMANDAS DE VAPOR Y AGUA DESAERADA

Turbinas de servicios auxiliares:

Flujo Kg/h:	16428	184445
Presión Kg/cm ² :	60	46
Temperatura C :	482	399
Estado Físico:	Vapor	Vapor

Turbogeneradores de vapor:

Flujo Kg/h:	241198	3103
Presión Kg/cm ² :	60	84
Temperatura C :	482	121
Estado físico:	Vapor	Líquido

Sopladores de hollín:

Flujo Kg/h:	35854
Presión Kg/cm ² :	19.4
Temperatura C :	271
Estado físico:	Vapor

Desaeradores:

Flujo Kg/h :	174506
Presión Kg/cm ² :	4.6
Temperatura C :	252
Estado físico:	Vapor

Estaciones Acondicionadoras de Vapor:

Flujo Kg/h:	35760	3320
Presión Kg/cm ² :	46	14
Temperatura C :	399	121
Estado físico:	Vapor	Líquido

Estaciones Acondicionadoras de Vapor:

Flujo Kg/h:	12404	32467
Presión Kg/cm ² :	4.6	14
Temperatura C :	252	121
Estado físico:	Vapor	Líquido

Estaciones Acondicionadoras de Vapor:

Flujo Kg/h:	205880	15496
Presión Kg/cm ² :	4.6	14
Temperatura C :	252	121
Estado físico :	Vapor	Líquido

Estaciones Acondicionadoras de Vapor:

Flujo Kg/h:	183531	3147
Presión Kg/cm ² :	46	46
Temperatura C :	399	121
Estado físico :	Vapor	Líquido

Tabla número 1.26

RETORNOS DE VAPOR Y CONDENSADOS

Turbinas de servicios auxiliares:

Flujo Kg/h :	196328
Presión Kg/cm ² :	4.6
Temperatura C :	232
Estado físico :	Vapor

Turbogeneradores de vapor:

Flujo Kg/h :	3409	48870	192022
Presión Kg/cm ² :	4.6	19.4	3.5
Temperatura C :	232	271	60
Estado físico :	Vapor	Vapor	Líquido

Estaciones Acondicionadoras de Vapor:

Flujo Kg/h :	37081
Presión Kg/cm ² :	19.4
Temperatura C :	271
Estado físico :	Vapor

Estaciones Acondicionadoras de Vapor:

Flujo Kg/h :	60120
Presión Kg/cm ² :	3.5
Temperatura C :	Saturado
Estado físico :	Vapor

Estaciones Acondicionadoras de Vapor:

Flujo Kg/h :	221576
Presión Kg/cm ² :	4.6
Temperatura C :	155
Estado físico :	Vapor

Estaciones Acondicionadoras de Vapor:

Flujo Kg/h :	186678
Presión Kg/cm ² :	4.6
Temperatura C :	232
Estado físico :	Vapor

C A P I T U L O I I

SUMINISTROS DE VAPOR AL COMPLEJO PETROQUIMICO

- 2.1. Extracciones laterales en:
 - Turbinas de servicios auxiliares.
 - Turbogeneradores de vapor.
 - Turbinas de plantas recuperadoras de etano y licuables.

- 2.2. Estaciones Acondicionadoras de Vapor.

- 2.3. Generadores de Vapor.

SUMINISTROS DE VAPOR AL COMPLEJO PETROQUIMICO

Las demandas de vapor existentes en el complejo petroquímico, serán cubiertas por generadores de vapor, estaciones acondicionadoras de vapor, sistema de turbogeneradores así como de las extracciones laterales en turbinas de servicios auxiliares y de plantas recuperadoras de etano y licuables.

GENERACION DE VAPOR

El vapor que es utilizado para diferentes servicios tales como: fuerza motriz para el movimiento de equipos, movimiento de fluidos o para usar su calor en un proceso, es generado por ebullición de agua en una caldera a una presión determinada por las condiciones de operación y las demandas existentes en el complejo petroquímico.

La capacidad de generación de vapor de una caldera viene definida por el calor transferido al agua por unidad de tiempo y unidad de área de la caldera que contiene agua expuesta a la acción del fuego o gases calientes.

Las calderas suelen diferir según sea el tipo de combustible quemado. Los generadores de vapor que cubrirán las demandas existentes en el complejo petroquímico, son de un solo paso equipadas con dos domos teniendo una construcción que emplea los bancos de tubos en forma de u, siendo las presiones de trabajo 102 Kg/cm^2 , 60 Kg/cm^2 y 46 Kg/cm^2 con capacidad de generación de 237 toneladas, 200 toneladas y 225 toneladas respectivamente con purgas continuas del orden de 4% a 6% de la producción de vapor.

La purga continua se lleva a efecto eliminando conti

nuamente una pequeñas cantidad de agua con sales de la caldera a un flujo controlado de manera de mantener concentraciones constantes.

Las calderas que serán instaladas operan a altas presiones, por lo tanto, algo de las purgas será convertido en vapor de baja presión en un solo paso.

A partir de los balances de materia y energía en los generadores de vapor, será determinada la eficiencia de operación más adecuada, así como el número de generadores requeridos que cubrirán las demandas existentes de vapor en el -- complejo petroquímico.

2.1. EXTRACCIONES LATERALES EN :

- Turbinas de Servicios Auxiliares.
- Turbogeneradores de Vapor.
- Turbinas de Plantas Recuperadoras de Etano y Licuables.

2.1. EXTRACCIONES LATERALES EN TURBINAS.

El vapor que se expande en forma parcial en turbinas de extracción, es usado en procesos externos después de ser extraído en uno o más puntos de la unidad.

Estas turbinas pueden ser condensadoras o no y en general son diseñadas para mantener una potencia nominal total, con extracción o sin ella, estando provisto de mecanismos de regulación automática para entregar el vapor a presión constante en los puntos de extracción, siempre y cuando se tenga suficiente potencia para proporcionar el flujo necesario.

Cuando estas turbinas emplean altas presiones en la garganta, en conexión con otros equipos que requieran una presión de vapor moderada o baja frecuentemente da como resultado una elevada eficiencia en la producción de potencia, puesto que el calor entregado a otros equipos es el calor equivalente de la potencia generada por el vapor antes de su extracción.

A partir de las extracciones laterales en turbinas se tendrá vapor de media presión (46 Kg/cm² - 399 C), vapor de baja presión (19.4 Kg/cm² - 271 C), vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 232 C) que serán incorporados a las líneas principales en el complejo petroquímico.

De turbinas-compresor de gas residual de las plantas Recuperadoras de etano y licuables, se tendrá un flujo igual a 158718 Kg/h de vapor de media presión (46 Kg/cm² - 399) además 44181 Kg/h de vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 232 C).

En turbinas de servicios auxiliares, se obtendrá un -

flujo igual a 196328 Kg/h de vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 232 C).

De turbogeneradores de vapor, se extraerá un flujo igual a 48870 Kg/h de vapor de baja presión (19.4 Kg/cm² - 271 C) y un flujo igual a 3409 Kg/h de vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 232 C).

Tabla número 2.1

TOTAL DE VAPOR DISPONIBLE A PARTIR DE EXTRACCIONES LATERALES EN TURBINAS.

Nivel de energía	Flujo Kg/h.
(46 Kg/cm ² - 399 C)	158718
(19.4 Kg/cm ² - 271 C)	48870
(4.6 Kg/cm ² - 271 C)	243918

Observaciones:

El vapor de baja presión (19.4 Kg/cm² - 271 C), será suministrado a plantas tratadoras y fraccionadoras de hidrocarburos.

El vapor de media presión (46 Kg/cm² - 399 C) y el vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 232 C) serán incorporados al cabezal principal de vapor existente en el complejo petroquímico.

2.2. ESTACIONES ACONDICIONADORAS DE VAPOR

Tabla número 2.2

VAPOR DISPONIBLE EN ESTACIONES ACONDICIONADORAS DE VAPOR.

Estación Acondicionadora de vapor	Flujo Kg/h.
(4.6 Kg/cm ² - 399 C a 19.4 Kg/cm ² - 271 C)	37081
(4.6 Kg/cm ² - 399 C a 4.6 Kg/cm ² - 232 C)	186678
(4.6 Kg/cm ² - 232 C a 4.6 Kg/cm ² - 155 C)	221376
(4.6 Kg/cm ² - 232 C a 3.5 Kg/cm ² - saturado)	60120

Observaciones:

El flujo = 37081 Kg/h de vapor de baja presión (19.4 Kg/cm² - 271), será suministrado a los sistemas de tratamiento de efluentes y sopladores de hollín.

El flujo = 186678 Kg/h de vapor de baja presión --- (4.6 Kg/cm² - 232 C), será incorporado al cabezal principal de vapor en el complejo petroquímico.

El flujo = 111376 Kg/h de vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 155 C), suministrará a plantas tratadoras y fraccionadoras de hidrocarburos.

El flujo = 60120 Kg/h de vapor de baja presión (3.5 Kg/cm² - saturado), alimentará a plantas endulzadoras y estabilizadoras de hidrocarburos condensados.

2.3. GENERADORES DE VAPOR

102 Kg / cm ²	- 440° C
60 Kg / cm ²	- 482° C
46 Kg / cm ²	- 399° C

GENERADORES DE VAPOR

Presión: 102 Kg/cm²

Temperatura: 440° C.

En el complejo petroquímico es requerido vapor de alta presión (102 Kg/cm² - 440 C) para el funcionamiento de las turbinas-compresor de gas residual de las plantas recuperadoras de etano y licuables.

Tabla número 2.3

REQUERIMIENTOS DE VAPOR EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO

Sistema:	Flujo Kg/h.
Turbinas-compresor de gas residual	663831

La capacidad de generación al 100% de su diseño, es 239091 Kg/h por cada generador siendo la capacidad real de operación 72.2% con el 5% de purgas continuas del vapor generado.

Determinación del número de generadores.

G.V.R. = (G.V.D.) (C.R.)

N.G. = (V.D.) / (G.V.R.)

Nomenclatura:

G.V.R. : Generación de vapor real.

G.V.D. : Generación de vapor de diseño.

C.R. : Capacidad real.

V.D. : Vapor demandado en el complejo.

Datos:

$$\begin{aligned} \text{G.V.D.} &= 239091 \text{ Kg/h} \\ \text{V.D.} &= 663831 \text{ " } \\ \text{C.R.} &= 0.722 \end{aligned}$$

Sustituyendo valores:

$$\begin{aligned} \text{G.V.R.} &= (239091) (0.722) \\ \text{G.V.R.} &= 172624 \text{ Kg/h} \\ \text{N.G.} &= (663831) (172624) \\ \text{N.G.} &= 3.8455 \end{aligned}$$

Serán instaladas cuatro calderas con capacidad 239091 Kg/h operando al 72.2 % de la capacidad de diseño.

Balance de materiales en calderas de 102 Kg/cm^2 y 440° C .

Flujo de purgas:

$$\text{F.P.} = (\text{V.D.}) (\% \text{ de purgas}) / 100$$

Agua desaerada que requiere el sistema para la generación de vapor:

$$\text{A.D.} = \text{V.D.} + \text{F.P.}$$

Nomenclatura:

$$\begin{aligned} \text{F.P.} &= \text{Flujo de purgas.} \\ \text{V.D.} &= \text{Vapor demandado en el complejo.} \\ \text{A.D.} &= \text{Agua desaerada requerida.} \end{aligned}$$

Sustituyendo valores:

$$\text{F.P.} = (663831)(5) / 100$$

F.P. = 33191 Kg/h
 A.D. = 663831 + 33191
 A.D. = 697022 Kg/h

Figura 2.1.

Sistema:

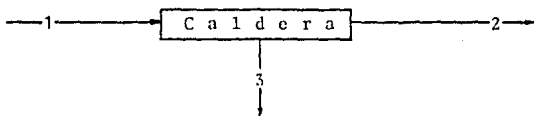


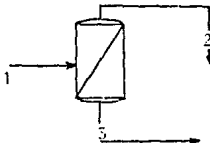
Tabla número 2.4

BALANCE DE MATERIALES EN CALDERAS DE 102 Kg/cm²

Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h :	697022	663831	33191
Presión Kg/cm ² :	130	102	109
Temperatura C :	121	440	315
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN TANQUES DE VAPORIZACION INSTANTANEA.

Las purgas continuas son enviadas a un tanque de vaporización instantánea donde se convertirá en vapor de baja presión en un solo paso. Figura 2.2

Figura 2.2
Sistema:

Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h :	33191	-	-
Presión Kg/cm ² :	109	4.6	atm.
Temperatura C :	315	159	125
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

Nomenclatura:

w_1 : Purgas del líquido saturado.

w_2 : Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 159° C).

w_3 : Líquido saturado.

Balance de materia y energía.

Entradas = Salidas

$$w_1 = w_2 + w_3$$

$$h_1 w_1 = h_2 w_2 + h_3 w_3$$

Despejando w_3

$$w_3 = w_1 (h_1 - h_2) / (h_3 - h_2)$$

Los valores de entalpía son encontrados en tablas de vapor o en el diagrama de Mollier.

Sustituyendo valores se obtiene:

$$w_1 = 33191 \text{ Kg/h}$$

$$w_2 = 13164 \text{ Kg/h}$$

$$w_3 = 20027 \text{ Kg/h}$$

(Véase tabla de resultados núm. 2.5)

Tabla número 2.5

RESULTADOS DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA EN TANQUES -
DE VAPORIZACION INSTANTANEA

Corriente número:	1	2	3
Flujo Kg/h :	33191	13164	20027
Presión Kg/cm ² :	109	4.6	atm.
Temperatura C :	315	159	125
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

GENERADORES DE VAPOR

Presión: 60 Kg/cm²

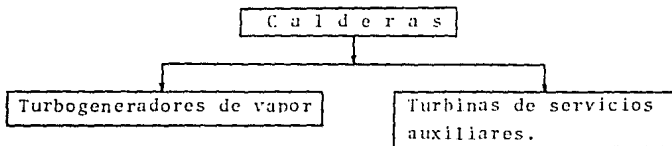
Temperatura: 482° C

En el complejo petroquímico es requerido vapor de media presión (60 Kg/cm² - 482 C), para el funcionamiento de turbogeneradores de vapor y turbinas de servicios auxiliares.

Tabla número 2.6

REQUERIMIENTOS DE VAPOR EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO

Sistema:	Flujo Kg/h
Turbogeneradores de vapor	241198
Turbinas de servicios auxiliares	16428
Total:	<u>257626</u>



La capacidad de generación al 100% de su diseño es - 200000 Kg/h de vapor por cada generador, siendo la capacidad real de operación 65%, con el 6% de purgas continuas del vapor generado.

Determinación del número de generadores

G.V.R. = (G.V.D.) (C.R.)

N.G. = (V.D.) / (G.V.R.)

Datos:

$$G.V.D. = 200000 \text{ Kg/h}$$

$$V.D. = 257626 \text{ "}$$

$$C.R. = 0.65$$

Sustituyendo valores:

$$G.V.R. = (2000000) (0.65)$$

$$G.V.R. = 130000 \text{ Kg/h}$$

$$N.G. = (257626) / (130000)$$

$$N.G. = 1.982$$

Serán instaladas dos calderas con capacidad unitaria de 200000 Kg/h operando al 65% de la capacidad de diseño.

Balance de materiales en calderas de 60 Kg/cm²

Flujo de purgas:

$$F.P. = (V.D.) (\% \text{ de purgas}) / 100$$

$$F.P. = (257626) (6) / 100$$

$$F.P. = 15458 \text{ Kg/h}$$

Agua desaerada que requiere el sistema:

$$A.D. = V.D. + F.P.$$

$$A.D. = 257626 + 15458$$

$$A.D. = 273084 \text{ Kg/h}$$

Figura 2.3

Sistema:

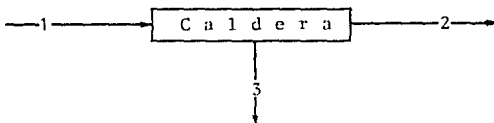


Tabla número 2.7

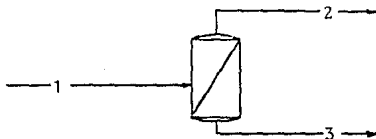
BALANCE DE MATERIALES EN CALDERAS DE 60 Kg/cm²

Corriente núm:	1	2	3
Flujo Kg/h :	275084	257626	15458
Presión Kg/cm ² :	84.5	60	63
Temperatura C :	121	482	277
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

Balance de materia y energía en tanques de vaporización instantánea. Donde las purgas serán convertidas en vapor de baja presión en un solo paso.

Figura 2.4

Sistema:



Corriente núm:	1	2	3
Flujo Kg/h :	15458	-	-
Presión Kg/cm ² :	63	4.6	atm.
Temperatura C :	277	159	125
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

Nomenclatura: w_1 : Purgas del líquido saturado.
 w_2 : Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² - 159 C).
 w_3 : Líquido saturado.

Balance de materia y energía:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

$$w_1 = w_2 + w_3$$

$$h_1 w_1 = h_2 w_2 + h_3 w_3$$

Despejando w_2 y sustituyendo los valores de entalpía se obtiene:

$$w_2 = w_1 (h_1 - h_2) / (h_2 - h_3)$$

$$w_1 = 15458 \text{ Kg/h}$$

$$w_2 = 4690 \text{ "}$$

$$w_3 = 10768 \text{ "}$$

Tabla número 2.8

RESULTADOS DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA
EN TANQUES DE VAPORIZACION INSTANTANEA

Corriente núm:	1	2	3
Flujo Kg/h :	15458	4690	10768
Presión Kg/cm ² :	63	4.6	atm.
Temperatura C :	277	159	125
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

GENERADORES DE VAPOR

Presión: 46 Kg/cm²

Temperatura: 399° C

En el complejo petroquímico es requerido vapor de media presión (46 Kg/cm² - 399° C) para el funcionamiento interno de los sistemas que integran a las plantas procesadoras de gas: Endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre, endulzadoras y estabilizadoras de hidrocarburos, unidad tratadora y fraccionadora de hidrocarburos, turbinas de servicios auxiliares y estaciones acondicionadoras de vapor.

Tabla número 2.9

REQUERIMIENTOS DE VAPOR EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO

Sistema:	Flujo Kg/h.
Endulzadoras de gas y recuperadora de azufre ...	89488
Endulzadora y estabilizadora de hidrocarburos -- condensados	33510
Unidad tratadora y fraccionadora de hidrocarburos ros	65127
Turbinas de servicios auxiliares	184445
Estaciones acondicionadoras de vapor (19.4 Kg/cm ² - 271 C)	53760
(4.6 Kg/cm ² - 232 C)	185531
Total :	<u>589661</u>

En el complejo petroquímico se tendrá en existencia vapor de media presión (46 Kg/cm² - 399 C) a partir de las extracciones laterales de turbinas de los compresores de refrigeración de las plantas recuperadoras de etano y licuables.

Flujo de vapor = 158718 Kg/h.

La diferencia entre la demanda y la existencia de vapor, será lo suministrado por los generadores de vapor.

$$589661 - 158718 = 430943 \text{ Kg/h.}$$

La capacidad de generación al 100% de su diseño es - 225454 Kg/h por cada generador, siendo la capacidad real de operación 70% con el 4% de purgas continuas del vapor generado.

Determinación del número de generadores.

$$\begin{aligned} \text{G.V.R.} &= (\text{G.V.D.}) (\text{C.R.}) \\ \text{N.G.} &= (\text{V.D.}) / (\text{G.V.R.}) \end{aligned}$$

Datos:

$$\begin{aligned} \text{G.V.D.} &= 225454 \text{ Kg/h} \\ \text{V.D.} &= 430943 \text{ " } \\ \text{C.R.} &= 0.7 \end{aligned}$$

Sustituyendo valores:

$$\begin{aligned} \text{G.V.R.} &= (225454) (0.7) \\ \text{G.V.R.} &= 157818 \text{ Kg/h} \\ \text{N.G.} &= (430943) / (157818) \\ \text{N.G.} &= 2.75 \end{aligned}$$

Por lo tanto, serán instaladas tres calderas con capacidad de 225454 Kg/h operando al 70% de la capacidad de diseño para cubrir las demandas existentes en el complejo petroquímico del vapor de media presión (46 Kg/cm² - 399 C).

Balance de materiales en calderas de 46 Kg/cm^2

Flujo de purgas :

$$\text{F.P.} = (\text{V.D.}) (\% \text{ de purgas}) / 100$$

$$\text{F.P.} = 450943 (4) / 100$$

$$\text{F.P.} = 17238 \text{ Kg/h}$$

Agua desaerada que requiere el sistema.

$$\text{A.D.} = \text{V.D.} + \text{F.P.}$$

$$\text{A.D.} = 450943 + 17238$$

$$\text{A.D.} = 448181 \text{ Kg/h.}$$

Figura 2.5

Sistema

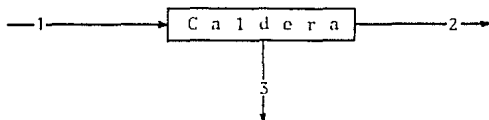


Tabla número 2.10

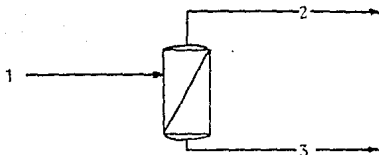
BALANCE DE MATERIALES EN CALDERAS DE 46 Kg/cm^2 .

Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h :	448181	450943	17238
Presión Kg/cm^2 :	49	46	atm.
Temperatura C :	263	399	125
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

Balance de materia y energía en tanques de vaporización instantánea, donde las purgas serán convertidas en vapor de baja presión en un solo paso.

Figura 2.7

Sistema:



Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h :	17238	-	-
Presión Kg/cm ² :	49	4.6	atm.
Temperatura C :	263	159	125
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

Nomenclatura: w_1 : Purgas del líquido saturado.
 w_2 : Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm² 159 C).
 w_3 : Líquido saturado.

Balace de materia y energía:

Entradas = Salidas

$$w_1 = w_2 + w_3$$

$$h_1 w_1 = h_2 w_2 + h_3 w_3$$

Despejando w_2 y sustituyendo los valores de w_1 y entalpías se obtiene:

$$w_2 = w_1 (h_1 - h_3) / (h_2 - h_3)$$

$$w_1 = 17238 \text{ Kg/h}$$

$$w_2 = 4760 \text{ "}$$

$$w_3 = 12478 \text{ "}$$

Tabla número 2.11

RESULTADOS DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA
EN TANQUES DE VAPORIZACION INSTANTANEA

Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h :	17238	4760	12478
Presión Kg/cm ² :	49	4.6	atm.
Temperatura C :	263	159	125
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

Tabla número 2.12

CARACTERISTICAS REQUERIDAS EN GENERADORES DE VAPOR

Caldera (Vapor de alta presión)

Presión Kg/cm ² :	102
Temperatura C :	440
Capacidad unitaria al 100% Kg/h :	239091
Eficiencia de operación real (%) :	72.2
Número de generadores de vapor:	4
Vapor requerido en el complejo Kg/h :	663831
Agua desaerada requerida Kg/h :	697022
Purgas continuas al 5% Kg/h :	33191

Caldera (Vapor de alta presión)

Presión Kg/cm ² :	60
Temperatura C :	482
Capacidad unitaria al 100% Kg/h :	200000
Eficiencia de operación real (%) :	65
Número de generadores de vapor :	2
Vapor requerido en el complejo Kg/h :	257626
Agua desaerada requerida Kg/h :	273084
Purgas continuas al 6% Kg/h :	257626

Caldera (Vapor de media presión)

Presión Kg/cm ² :	46
Temperatura C :	399
Capacidad unitaria al 100% Kg/h :	225454
Eficiencia de operación real (%) :	70.0
Número de generadores de vapor :	3
Vapor requerido en el complejo Kg/h :	430943
Agua desaerada requerida Kg/h :	448181
Purgas continuas al 4% Kg/h :	17238

C A P I T U L O III

ALIMENTACION DE AGUA DESMINERALIZADA Y CONDENSADOS AL COMPLEJO PETROQUIMICO.

- 3.1. Retorno de condensados.
- 3.2. Alimentación de agua desmineralizada a desaeradores.
- 3.3. Requerimientos de agua pretratada y desmineralizada -
 en el complejo petroquímico.

ALIMENTACION DE AGUA DESMINERALIZADA Y CONDENSADOS AL COMPLEJO PETROQUIMICO .

3.1. RETORNO DE CONDENSADOS.

Los condensados son prácticamente agua destilada que usualmente contiene sólo pequeñas cantidades de materia mineral, la que varía desde algunas ppm hasta posiblemente algo más de 20 ppm.

Como serán instaladas calderas que operan a altas -- presiones, los condensados deberán tratarse para reducir al mínimo cualquier impureza, tales como hierro, cobre, polvo, sílice y electrolitos que puedan ocasionar incrustaciones o corrosión en las calderas y álabes en turbinas logrando reducir los efectos corrosivos; por lo tanto el tratamiento de estos condensados incluye filtración y desmineralización.

La filtración se llevará a cabo en filtros de tipo -- especial y usando material filtrante celulósico especialmente fabricado para este propósito.

La desmineralización se originará mediante el uso de equipo que opera con lecho mezclado de intercambio iónico.

Los condensados que se originan en el complejo petroquímico, serán condensados fríos (limpios) y condensados calientes (contaminados).

Los condensados limpios son los que se obtienen en -- turbogeneradores de vapor así como de plantas recuperadoras de etano y licuables.

Los condensados calientes, provienen de las plantas

recuperadoras de etano y licuables, endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre, endulzadoras y estabilizadoras de hidrocarburos condensados.

El agua de alimentación que será suministrada al complejo petroquímico se forma, en general, con el condensado y agua después de un tratamiento (agua desmineralizada).

Tabla número 3.1

RETORNO DE CONDENSADOS FRIOS

Presión Kg/cm² : 3.5
 Temperatura C : 60

Sistema:	Kg/h
Turbogeneradores de vapor	192022
Plantas recuperadoras de etano y licuables	445374
Total :	<u>637396</u>

Estos condensados serán enviados a tanques de condensados de turbos y tanques de condensados fríos.

Tabla número 3.2

RETORNO DE CONDENSADOS CALIENTES

Endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre.

Flujo Kg/h : 491096
 Presión Kg/cm² : 3.5
 Temperatura C : 134.4

Endulzadora y estabilizadora de hidrocarburos condensados.

Flujo Kg/h : 60120
 Presión Kg/cm² : 3.5
 Temperatura C : 134.4

Recuperadora de etano y licuables.

Flujo Kg/h : 15558
Presión Kg/cm² : 3.5
Temperatura C : 147

Unidad tratadora y fraccionadora de hidrocarburos.

Flujo Kg/h : 335370
Presión Kg/cm² : 3.5
Temperatura C : 65.5

Observaciones:

Los condensados de las plantas endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre y endulzadoras y estabilizadoras de hidrocarburos condensados debido a su estado físico, pueden llegar a vaporizarse causando golpes de ariete en tuberías y demás equipos.

Para evitar los golpes de ariete, los condensados serán enviados a los sistemas de preenfriamiento (condensación instantánea) antes de ser incorporados a los tanque de condensados calientes y agua desmineralizada. Véase diagrama de balance para un complejo petroquímico 4.2.

BALANCE DE CONDENSADOS FRIOS Y CALIENTES.

Para fines de balance, se considerará una pérdida -- del 5% de los condensados limpios y 60% en condensados ca --
lientes.

$$\begin{aligned} \text{P.C.} &= (\text{C.A.P.}) (\text{P.P.}) / 100 \\ \text{C.D.P.} &= \text{C.A.P.} - \text{P.C.} \end{aligned}$$

Nomenclatura:

P.C. : Pérdidas de condensados Kg/h.
P.P. : Porcentaje en pérdidas considerado.
C.A.P. : Condensados antes de pérdidas Kg/h.
C.D.P. : Condensados después de pérdidas ---
Kg/h.

C.A.P. : Condensados que se obtienen a la salida -
de los sistemas considerados.

C.D.P. : Condensados que alimentarán a tanques de
condensados fríos y/o calientes.

Tabla número 3.5.

CONDENSADOS FRIOS
Presión Kg/cm²: 3.5
Temperatura C : 60

Sistema	Flujo Kg/h.
Turbogeneradores de vapor	192022
Plantas recuperadoras de etano y licuables	445374
Turbogeneradores de vapor:	

$$\begin{aligned} \text{C.A.P.} &= 192022 \text{ Kg/h} \\ \text{P.P.} &= 5 \% \end{aligned}$$

Pérdidas de condensados:

P.C. = (191022) (5) / 100

P.C. = 9601 Kg/h.

Condensados después de pérdidas:

C.D.P. = 192022 - 9601

C.D.P. = 182421 Kg/h.

Plantas recuperadoras de etano y licuables:

C.A.P. = 445374 Kg/h.

P.P. = 5 %

Pérdidas de condensados:

P.C. = (445374) (5) / 100

P.C. = 22269 Kg/h.

Condensados después de pérdidas:

C.D.P. = 445374 - 22269

C.D.P. = 423105 Kg/h.

Tabla número 3.4

CONDENSADOS CALIENTES

Sistemas:	Flujo Kg/h.
Endulzadora de gas y recuperadora de azufre	491096
Endulzadora y estabilizadora de hidrocarburos	60120
Recuperadora de etano y licuables	15558
Tratadora y fraccionadora de hidrocarburos	335370

Endulzadora de gas y recuperadora de azufre:

Presión Kg/cm² : 3.5

Temperatura C : 134

C.A.P. = 491096 Kg/h.

P.P. = 60 %

Pérdidas de condensados:

$$P.C. = (491096) (60) / 100$$

$$P.C. = 294658 \text{ Kg/h.}$$

Condensados después de pérdidas:

$$C.D.P. = 491096 - 294658$$

$$C.D.P. = 196438 \text{ Kg/h.}$$

Endulzadora y estabilizadora de hidrocarburos:

$$\text{Presión Kg/cm}^2 : 3.5$$

$$\text{Temperatura C} : 134$$

$$C.A.P. = 60120 \text{ Kg/h.}$$

$$P.P. = 60 \%$$

Pérdidas de condensados:

$$P.C. = (60120) (60) / 100$$

$$P.C. = 36072 \text{ Kg/h.}$$

Condensados después de pérdidas:

$$C.D.P. = 60120 - 36072$$

$$C.D.P. = 24048 \text{ Kg/h.}$$

Recuperadora de etano y licuables:

$$\text{Presión Kg/cm}^2 : 3.5$$

$$\text{Temperatura C} : 147$$

$$C.A.P. = 15558 \text{ Kg/h.}$$

$$P.P. = 60 \%$$

Pérdidas de condensados:

$$P.C. = (15558) (60) / 100$$

$$P.C. = 9335 \text{ Kg/h.}$$

Condensados después de pérdidas:

$$C.D.P. = 15558 - 9335$$

$$C.D.P. = 6223 \text{ Kg/h.}$$

Unidad tratadora y fraccionadora de hidrocarburos:

Presión Kg/cm² : 3.5

Temperatura C : 65.5

C.A.P. = 335370 Kg/h

P.P. = 60 %

Pérdidas de condensados:

P.C. = (335370) (60) / 100

P.C. = 201222

Condensados después de pérdidas:

C.D.P. = 335370 - 201222

C.D.P. = 134148 Kg/h.

(Véase resultados de los balances de condensados fríos y con
densados calientes. Tabla número 3.5).

Tabla número 3.5

RESULTADOS DE LOS BALANCES DE CONDENSADOS
FRÍOS Y CONDENSADOS CALIENTES.

Condensados fríos.

Presión Kg/cm^2 : 3.5

Temperatura C : 60

Sistemas:	Flujo Kg/h.
Turbogeneradores de vapor	182421
Plantas recuperadoras de etano y licuables	423105

Condensados calientes.

Presión Kg/cm^2 : 3.5

Sistemas:	Flujo Kg/h.
Endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre	196438
Endulzadoras y estabilizadoras de hidrocarburos	24048
Recuperadoras de etano y licuables	6223
Tratadoras y fraccionadoras de hidrocarburos	134148

3.2. ALIMENTACION DE AGUA DESMINERALIZADA A DESAERADORES.

Tabla número 3.6

REQUERIMIENTOS DE AGUA DESAERADA EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO

Plantas endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre:

Flujo Kg/h :	4500	369828
Presión Kg/cm ² :	47	7
Temperatura C :	121	121

Turbogeneradores de vapor:

Flujo Kg/h :	3103
Presión Kg/cm ² :	84
Temperatura C :	121

Estaciones acondicionadoras de vapor:

Flujo Kg/h :	3320	32467	15496	3147
Presión Kg/cm ² :	14	14	14	46
Temperatura C :	121	121	121	121

Generadores de vapor (104 Kg/cm²)

Flujo Kg/h :	697022
Presión Kg/cm ² :	130
Temperatura C :	121

Generadores de vapor (60 Kg/cm²)

Flujo Kg/h :	273084
Presión Kg/cm ² :	84.4
Temperatura C :	121

Generadores de vapor (46 Kg/cm²)

Flujo Kg/h :	448181
Presión Kg/cm ² :	63
Temperatura C :	121

Observaciones:

El agua desaerada será extraída del sistema de desaeradores, que serán instalados en el complejo petroquímico.

Desaeradores (104 Kg/cm^2).

Extracción de agua a presión para los requerimientos de los generadores de vapor (104 Kg/cm^2).

Desaeradores (60 Kg/cm^2).

Extracción de agua a presión para los requerimientos de los turbogeneradores de vapor, generadores de vapor --- (60 Kg/cm^2).

Desaeradores (46 Kg/cm^2).

Extracción de agua a presión para los requerimientos de generadores de vapor (46 Kg/cm^2), estaciones acondicionadoras de vapor, plantas endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre.

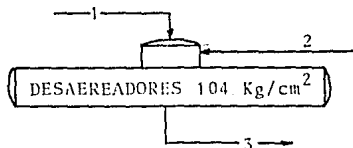
BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA EN EL SISTEMA DE DESAERADORES:

Se harán los balances correspondientes para la determinación del agua desmineralizada y el flujo de vapor de baja presión que entran al sistema.

DESAERADORES (104 Kg/cm²)

Figura 3.1

Sistema:



Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h :	-	-	697022
Presión Kg/cm ² :	3.5	4.6	1.06
Temperatura C :	53	232	121
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

NOMENCLATURA: w_1 : Flujo de agua desmineralizada.
 w_2 : Flujo de vapor de baja presión.
 w_3 : Flujo de agua desaerada.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA:

Entradas = Salidas

$$w_1 + w_2 = w_3$$

$$h_1 w_1 + h_2 w_2 = h_3 w_3$$

Despejando w_1 y sustituyendo los valores de entalpia y el valor de $w_3 = 697022$ Kg/h se obtiene:

$$w_1 = w_3 (h_3 - h_2) / (h_1 - h_2)$$

$$w_1 = 623692 \text{ Kg/h}$$

Por diferencia de $w_3 - w_1$ se obtiene w_2

$$w_2 = 73550 \text{ Kg/h}$$

Tabla número 5.7

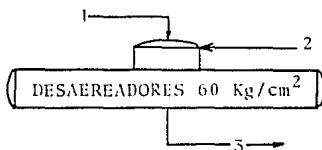
RESULTADOS DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA EN DESAEREADORES
(104 Kg/cm^2). Figura 5.1

Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h :	623692	73550	697022
Presión Kg/cm^2 :	5.5	4.6	1.06
Temperatura C :	55	252	121
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

DESAEREADORES (60 Kg/cm^2)

Figura núm. 5.2

Sistema:



Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h :	-	-	276187
Presión Kg/cm^2 :	5.5	4.6	1.06
Temperatura C :	48	252	121
Estado físico:	Líquido	Vapor	Líquido

NOMENCLATURA:

- w_1 : Flujo de agua desmineralizada.
 w_2 : Flujo de vapor de baja presión.
 w_3 : Flujo de agua desaerada.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

$$w_1 + w_2 = w_3$$

$$h_1 w_1 + h_2 w_2 = h_3 w_3$$

Despejando w_1 y sustituyendo los valores de entalpía y el valor de $w_3 = 276187 \text{ Kg/h}$ se obtiene:

$$w_1 = w_3 (h_3 - h_2) / (h_1 - h_2)$$

$$w_1 = 250526 \text{ Kg/h}$$

Por diferencia de $w_3 - w_1$ se obtiene w_2

$$w_2 = 25661 \text{ Kg/h}$$

Tabla número 3.8

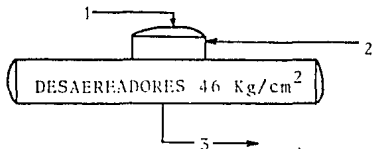
RESULTADOS DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA EN DESAERADORES
(60 Kg/cm²). Figura 3.2

Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h :	250526	25661	276187
Presión Kg/cm ² :	3.5	4.6	1.06
Temperatura C :	48	232	121
Estado físico :	Líquido	Vapor	Líquido

DESAERADORES (46 Kg/cm²)

Figura núm. 3.3

Sistema:



Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h:	-	-	876939
Presión Kg/cm ² :	5	4.6	1.06
Temperatura C :	59	232	121
Estado físico:	Líquido	Vapor	Líquido

NOMENCLATURA :
 w_1 : Flujo de agua desmineralizada.
 w_2 : Flujo de vapor de baja presión.
 w_3 : Flujo de agua desareada.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA:

Entradas = Salidas

$$w_1 + w_2 = w_3$$

$$h_1 w_1 + h_2 w_2 = h_3 w_3$$

Despejando w_1 y sustituyendo los valores de entalpía y el valor de $w_3 = 876939$ Kg/h se obtiene:

$$w_1 = w_3 (h_3 - h_2) / (h_1 - h_2)$$

$$w_1 = 801424 \text{ Kg/h}$$

Por diferencia de $w_3 - w_1$ se obtiene w_2

$$w_2 = 75515 \text{ Kg/h}$$

Tabla número 3.9

RESULTADOS DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA EN DESAERADORES
 (46 Kg/cm²). Figura 3.5

Corriente	1	2	3
Flujo Kg/h :	801424	75515	876939
Presión Kg/cm ² :	5	4.6	1.06
Temperatura C :	59	232	121

Tabla número 3.10

REQUERIMIENTOS Y RETORNOS EN EL LIMITE DE BATERIA PARA DESAEREADORES

DESAEREADORES (104 Kg/cm²)

Requerimientos:	Flujo Kg/h
-----------------	------------

Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm ² - 232 C)	73330
--	-------

Agua desmineralizada (3.5 Kg/cm ² - 53 C)	623692
--	--------

Retornos:

Agua desaerada a proceso (1.06 Kg/cm ² - 121 C)	
--	--

Flujo Kg/h = 697022

DESAEREADORES (60 Kg/cm²)

Requerimientos:	Flujo Kg/h
-----------------	------------

Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm ² - 232 C)	25661
--	-------

Agua desmineralizada (3.5 Kg/cm ² - 48 C)	250526
--	--------

Retornos:

Agua desaerada a proceso (1.06 Kg/cm ² - 121 C).	
---	--

Flujo Kg/h = 276187

DESAEREADORES (46 Kg/cm²)

Requerimientos:	Flujo Kg/h
-----------------	------------

Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm ² - 232 C)	75515
--	-------

Agua desmineralizada (5 Kg/cm ² - 121 C)	801424
---	--------

Retornos:

Agua desaerada a proceso (1.06 Kg/cm ² - 121 C)	
--	--

Flujo Kg/h = 876939

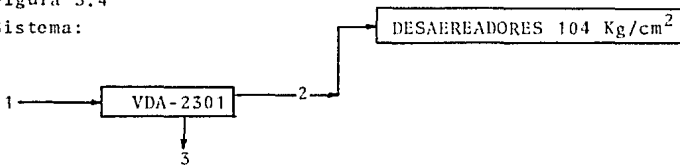
**3.3. REQUERIMIENTOS DE AGUA PRETRATADA Y DESMINERALIZADA
EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO.**

ANALISIS EN PULIDORAS DE CONDENSADOS Y AGUA
DESMINERALIZADA. Figura 3.4

En las unidades pulidoras de condensados y agua desmineralizada VDA-2301 y VDA-2302, se tendrán purgas intermitentes de 14477 Kg/h.

Figura 3.4

Sistema:



Corriente núm. 1 : Flujo de condensados fríos y agua desmineralizada Kg/h.

Corriente núm. 2 : Flujo de agua pulida Kg/h.

Corriente núm. 3 : Flujo de purgas intermitentes 1477 Kg/h.

BALANCES DE MATERIA:

Entradas = Salidas

$$w_1 = w_2 + w_3$$

DATOS: $w_2 = 623692$ Kg/h. Véase balance en desaeradores 104 Kg/cm^2 .

$$w_3 = 1477 \text{ Kg/h.}$$

SUSTITUYENDO VALORES SE OBTIENE:

$$w_1 = 623692 + 1477$$

$$w_1 = 625169 \text{ Kg/h de condensados fríos y agua desmineralizada.}$$

Véase la tabla número 3.11 que muestra los resultados obtenidos de los balances de materia en pulidora de condensado y agua desmineralizada.

Tabla número 3.11

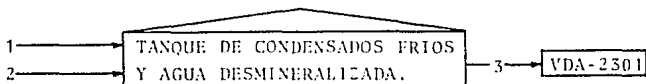
RESULTADOS DE LOS BALANCES DE MATERIA EN PULI-DORA DE CONDENSADOS Y AGUA DESMINERALIZADA -- VDA-2301. Véase figura 3.4.

Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h :	625169	623692	1477
Presión Kg/cm ² :	6.6	3.5	atm.
Temperatura C :	50.5	53	53
Estado físico :	Líquido	Líquido	Líquido

ANALISIS EN TANQUES DE CONDENSADOS FRIOS Y AGUA DEMINERALIZADA. Véase balance de condensados -- fríos tabla número 3.5.

Figura 3.5

Sistema:



Corriente núm. 1 : Flujo de condensados fríos después de - pérdidas Kg/h.

Corriente núm. 2 : Flujo de agua desmineralizada Kg/h.

Corriente núm. 3 : Flujo de agua desmineralizada y condensados a VDA-2301

BALANCE DE MATERIA:

Entradas = Salidas

$$w_1 + w_2 = w_3$$

DATOS: $w_1 = 423105$ Kg/h (Véase tabla 3.5)

$w_3 = 625169$ Kg/h (Véase tabla 3.11)

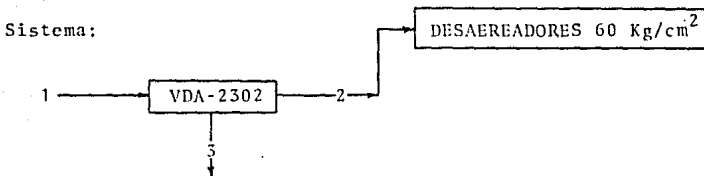
SUSTITUYENDO VALORES SE OBTIENE:

$$w_2 = 625169 - 423105$$

$$w_2 = 202064 \text{ Kg/h de agua desmineralizada re-querida.}$$

ANALISIS DE PULIDORAS DE CONDENSADOS VDA-2302
Y AGUA DESMINERALIZADA. Figura 3.6

Figura 3.6



Corriente núm. 1 : Flujo de condensados de turbos y agua -
desmineralizada Kg/h.

Corriente núm. 2 : Flujo de agua pulida Kg/h.

Corriente núm. 3 : Flujo de purgas intermitentes 1477 Kg/h

BALANCES DE MATERIA:

Entradas = Salidas

$$w_1 = w_2 + w_3$$

$$w_2 = 250526 \text{ Kg/h. Véase balance en desaeradores } 60 \text{ Kg/cm}^2. \text{ Tabla 3.8}$$

$$w_3 = 1477 \text{ Kg/h.}$$

SUSTITUYENDO VALORES SE OBTIENE:

$$w_1 = 250526 + 1477$$

$$w_1 = 252003 \text{ Kg/h de condensados de turbos y -- agua desmineralizada.}$$

Véase la tabla número 5.12 que muestra los resultados obtenidos de los balances de materia en pulidora de condensados y agua desmineralizada.

Tabla número 3.12

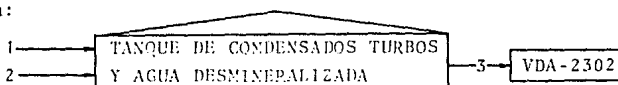
RESULTADOS DE LOS BALANCES EN PULIDORA DE CONDENSADOS Y AGUA DESMINERALIZADA VDA-2302. Figura 3.6

Corriente n.º.	1	2	3
Flujo Kg/h :	252003	250526	1477
Presión Kg/cm ² :	6.6	3.5	atm.
Temperatura C :	50.5	48	53
Estado físico :	Líquido	Líquido	Líquido

ANÁLISIS EN TANQUES DE CONDENSADOS DE TURBOS Y AGUA DESMINERALIZADA. Véase balance de condensados en turbos. Tabla número 3.5

Figura 3.7

Sistema:



Corriente n.º. 1: Flujo de condensados de turbos después de pérdidas Kg/h.

Corriente n.º. 2: Flujo de agua desmineralizada Kg/h.

Corriente n.º. 3: Flujo de agua desmineralizada y condensados a VDA-2302.

BALANCE DE MATERIA:

Entradas = Salidas

$$w_1 + w_2 = w_3$$

DATOS: $w_1 = 182421$ Kg/h (Véase tabla 3.5)

$w_2 = 252003$ Kg/h (Véase tabla 3.12)

SUSTITUYENDO VALORES SE OBTIENE:

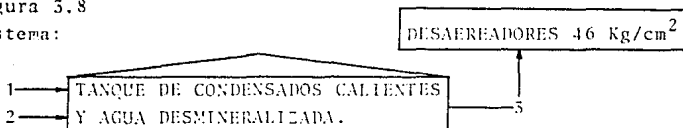
$$w_2 = 252003 - 182421$$

$$w_2 = 69582 \text{ Kg/h de agua desmineralizada re-querida.}$$

ANALISIS EN TANQUES DE CONDENSADOS CALIENTES Y AGUA DESMINERALIZADA. Véase balance de condensados calientes tabla número 3.5.

Figura 3.8

Sistema:



Corriente núm. 1 : Flujo de condensados calientes después de pérdidas Kg/h.

Corriente núm. 2 : Flujo de agua desmineralizada Kg/h.

Corriente núm. 3 : Flujo de agua a desaeradores 46 Kg/cm².

BALANCE DE MATERIA:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

$$w_1 + w_2 = w_3$$

DATOS: $w_1 = 360857 \text{ Kg/h}$ (Véase tabla 3.5)

$w_3 = 801424 \text{ Kg/h}$ (Véase tabla 3.9)

SUSTITUYENDO VALORES SE OBTIENE:

$$w_2 = 801424 - 360857$$

$$w_2 = 440567 \text{ Kg/h de agua desmineralizada re-querida.}$$

DETERMINACION DE LOS REQUERIMIENTOS DE AGUA
PRETRATADA Y DESMINERALIZADA PARA EL COMPLEJO
PETROQUIMICO.

Análisis de los sistemas de pretratamiento y desmineralización de agua. Véase figuras 3.10 y 3.11.

En la unidad desmineralizadora de agua, se tendrá un flujo = 98752 Kg/h de purga intermitente.

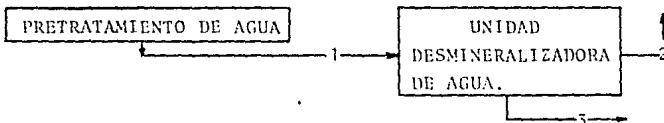
Tabla número 3.13

TOTAL DE AGUA DESMINERALIZADA REQUERIDA EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO.

Tanque de condensados:	Flujo Kg/h
Turbogeneradores de vapor	69582
Frfos	202064
Calientes	440567
Total :	<u>712213</u>

Figura 3.9

Sistema:



Corriente núm. 1 : Flujo de agua pretratada Kg/h.

Corriente núm. 2 : Requerimientos de agua desmineralizada
en el complejo petroquímico Kg/h.

Corriente núm. 3 : Flujo de purga intermitente Kg/h.

BALANCE DE MATERIA:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

$$w_1 = w_2 + w_3$$

$w_2 = 712213 \text{ Kg/h}$ de agua desmineralizada requerida en el complejo petroquímico.

$w_3 = 98752 \text{ Kg/h}$ de purga intermitente.

SUSTITUYENDO VALORES SE OBTIENE:

$$w_1 = 712213 + 98752$$

$w_1 = 810965 \text{ Kg/h}$ de agua pretratada para los requerimientos de desmineralización.
Véase tabla de resultados 3.14.

Tabla número 3.14

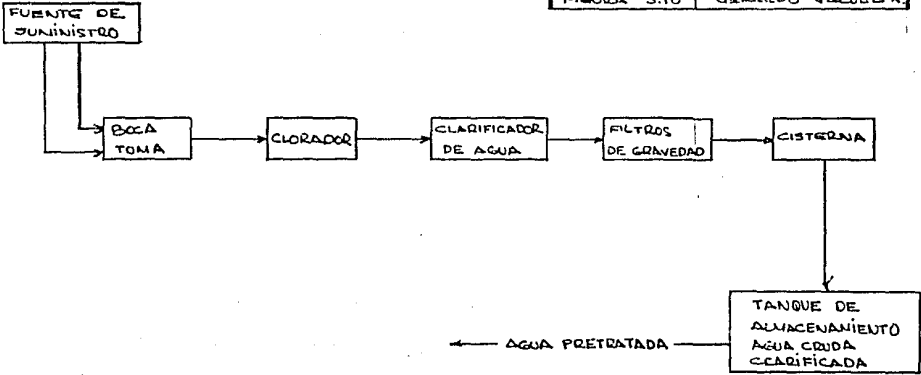
REQUERIMIENTOS DE AGUA PRETRATADA Y DESMINERALIZADA PARA EL COMPLEJO PETROQUIMICO.

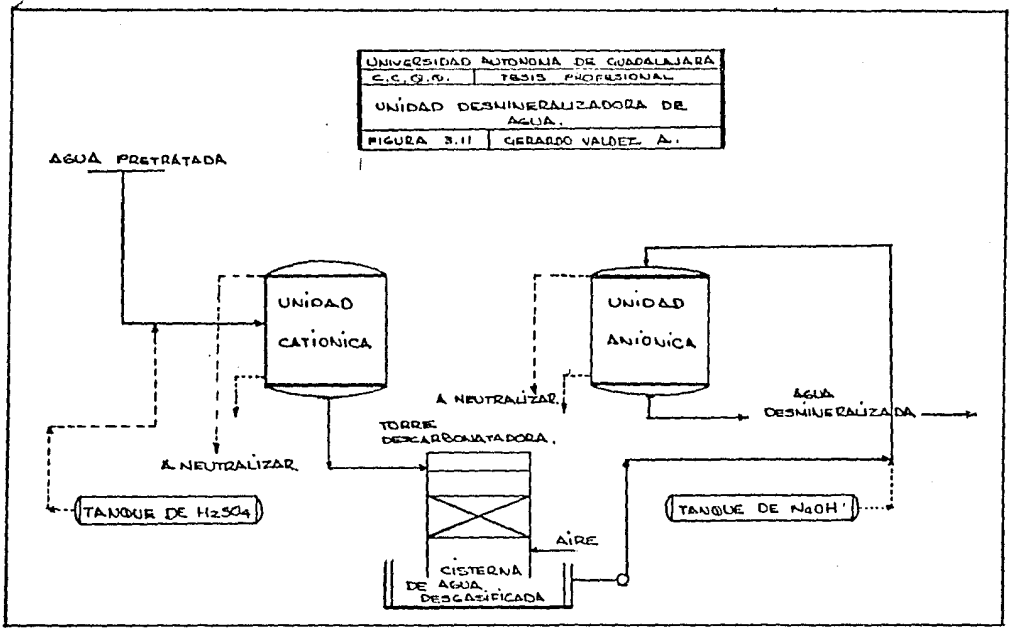
Corriente núm.	1	2	3
Flujo Kg/h:	810965	712213	98752
Presión Kg/cm ² :	4	4	4
Temperatura C :	27	27	27
Estado físico :	Líquido	Líquido	Líquido

Para llevar a cabo la producción de vapor en sus diferentes niveles de energía (Presión/Temperatura), es requerido un flujo = 810965 Kg/h de agua pretratada.

Cabe destacar, que este flujo es para un proceso -- normal y continuo, por lo tanto en cuestiones de diseño de equipo los flujos de que se debe disponer son basados en las demandas máximas y no en los promedios.

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE CUAD.	
C.C.O.G.	TESIS PROFESIONAL
PRETRATAMIENTO DE AGUA	
FIGURA 3.10	GERARDO VALDEZ A.





C A P I T U L O I V

R E S U L T A D O S :

- 4.1. Demandas de vapor en el complejo petroquímico.
- 4.2. Suministros de vapor al complejo petroquímico.
- 4.3. Condensados y agua desmineralizada.
- 4.4. Demandas de agua desareada en el complejo petroquímico.
- 4.5. Suministros de agua desareada al complejo petroquímico.
- 4.6. Demandas y suministros de vapor en el complejo petroquímico. Diagrama número 4.1.
- 4.7. Diseño de la red de distribución de vapor, condensado y agua desmineralizada para el complejo petroquímico. Diagrama de balance número 4.2.

RESULTADOS :

De los resultados obtenidos a partir de los balances de materia y energía en los capítulos I, II y III, se presentarán tablas, en las cuales se resumen los resultados de requerimientos y suministros de vapor, condensados y agua desmineralizada para un complejo petroquímico.

De estas tablas se tomarán los datos que ayuden a establecer el diagrama de balance más adecuado, en el cual se presenta el estado físico de todas las corrientes de entrada y salida de los sistemas estudiados.

4.1. DEMANDAS DE VAPOR EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO.

1. Vapor de alta presión (102 Kg/cm^2 - 440 C).
Plantas recuperadoras de etano y licuables.
2. Vapor de alta presión (60 Kg/cm^2 - 482 C).
Turbinas de servicios auxiliares.
Turbogeneradores de vapor.
3. Vapor de media presión (46 Kg/cm^2 - 339 C).
Plantas endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre.
Plantas endulzadoras y estabilizadoras de hidrocarburos condensados.
Plantas fraccionadoras de hidrocarburos.
Turbinas de servicios auxiliares.
Estaciones acondicionadoras de vapor.
4. Vapor de baja presión (19.4 Kg/cm^2 - 271 C).
Plantas fraccionadoras de hidrocarburos.
Tratamiento de efluentes.
Sopladores de hollín.
5. Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 232 C).
Plantas endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre.
Desaeradores.
Estaciones acondicionadoras de vapor.
Servicios auxiliares / estaciones de servicios.
6. Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 159 C).
Plantas fraccionadoras de hidrocarburos.
7. Vapor de baja presión (3.5 Kg/cm^2 - saturado).
Plantas endulzadoras y estabilizadoras de hidrocarburos.

La tabla núm. 4.1 nos muestra las demandas existentes en el complejo petroquímico.

TABLA NUMERO 4.1

REQUERIMIENTOS DE VAPOR EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO

S I S T E M A (Kg/cm ² / C)	102	60	46	19.4	4.6	4.6	3.5
	44e	182	399	271	252	159	SAT.
ENCHILAZORA DE CAS Y REC. DE AZUFRE			89483		15660		
ENCHILAZORA ESTABILIZ. DE HIDROCARB.			53310				60120
RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES	663831						
FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS			65127	48870		221376	
TURBINAS SERVICIOS AUXILIARES		16428	184445				
TURBOGENERADORES DE VAPOR		241198					
ESTACION ACOND. DE VAPOR			53760				
ESTACION ACOND. DE VAPOR					12404		
ESTACION ACOND. DE VAPOR					205880		
ESTACION ACOND. DE VAPOR			183531				
DESAREADORES 102 Kg/cm ²					73330		
DESAREADORES 60 Kg/cm ²					25661		
DESAREADORES 46 Kg/cm ²					75515		
SERV. AUXILIARES / EST. DE SERVICIOS					4760		
TRATAMIENTO DE EFFLUENTES				1227			
SOPLADORES DE HOLLIN				35854			
TOTAL Kg/Hr.	663831	257626	589661	85951	453210	221376	60120

4.2. SUMINISTROS DE VAPOR AL COMPLEJO PETROQUIMICO.

1. Vapor de alta presión (102 Kg/cm^2 - 440 C)
Generadores de vapor (102 Kg/cm^2).
2. Vapor de alta presión (60 Kg/cm^2 - 482 C).
Generadores de vapor (60 Kg/cm^2).
3. Vapor de media presión (46 Kg/cm^2 - 399 C).
Generadores de vapor (46 Kg/cm^2)
Extracciones laterales en turbinas de plantas recuperado-
ras de etano y licuables.
4. Vapor de baja presión (19.4 Kg/cm^2 - 271 C).
Extracciones laterales en turbogeneradores de vapor.
Estaciones acondicionadoras de vapor.
5. Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 232 C).
Estaciones acondicionadoras de vapor.
Extracciones en turbinas de plantas recuperadoras de eta-
no y licuables.
Turbinas de servicios auxiliares.
Turbogeneradores de vapor.
Sistemas de tanques de vaporización instantánea.
6. Vapor de baja presión (4.6 Kg/cm^2 - 159 C).
Estaciones acondicionadoras de vapor.

7. Vapor de baja presión (3.5 Kg/cm^2 - saturado)
Estaciones acondicionadoras de vapor.

La tabla número 4.2 nos muestra los suministros de vapor al complejo petroquímico.

TABLA NUMERO 4.2

SUMINISTROS DE VAPOR AL COMPLEJO
 PETROQUIMICO
 (Kg/cm² / C)

S I S T E M A	102 440	60 482	46 599	19.4 271	4.6 232	4.6 159	5.5 SAT.
GENERADORES DE VAPOR 104	663831						
GENERADORES DE VAPOR 60		257626					
GENERADORES DE VAPOR 46			430943				
REC. DE ETANO Y LICUABLES			158718		44181		
TURBOGENERADORES DE VAPOR				48870	3409		
TURBINAS SERVICIOS AUXILIARES					196328		
ACONDICIONADORAS DE VAPOR				37081			
ACONDICIONADORAS DE VAPOR							60120
ACONDICIONADORAS DE VAPOR						221376	
ACONDICIONADORAS DE VAPOR					186678		
PURGA COND. CALDERAS					22614		
TOTAL KG/HR.	663831	257626	589661	85951	453210	221376	60120

4.5. CONDENSADOS Y AGUA DESMINERALIZADA.

TABLA NUM. 4.3

	Flujo
	Kg/h.
1. Condensados fríos (3.5 Kg/cm^2 - 60 C)	
Turbogeneradores de vapor	192022
Plantas recuperadoras de etano y licuables ...	445374
2. Condensados calientes (3.5 Kg/cm^2 - 134 C)	
Plantas endulzadoras de gas y recuperadoras --	
de azufre	491096
Plantas endulzadoras y estabilizadora de hidro	
carburos condensados	60120
3. Condensados calientes (3.5 Kg/cm^2 - 147 C)	
Plantas recuperadoras de etano y licuables ...	15558
4. Condensados calientes (3.5 Kg/cm^2 - 65.5 C)	
Plantas fraccionadoras de hidrocarburos	335370
5. Flujo de agua desmineralizada	712215
6. Flujo de agua pretratada	810965

4.4. DEMANDAS DE AGUA DESAERADA EN EL COMPLEJO PETROQUI--
MICO.

TABLA NUMERO 4.4

	Flujo Kg/h.
1. (130 Kg/cm ² - 121 C). Generadores de vapor (102 Kg/cm ²).....	697022
2. (84 Kg/cm ² - 121 C). Generadores de vapor (60 Kg/cm ²).....	273084
Turbogeneradores de vapor	3103
3. (63 Kg/cm ² - 121 C). Generadores de vapor (46 Kg/cm ²)	448181
4. (46 Kg/cm ² - 121 C). Estaciones acondicionadoras de vapor	3147
5. (47 Kg/cm ² - 121 C). Plantas endulzadoras de gas y recuperadora de - azufre	4500
6. (14 Kg/cm ² - 121 C). Estaciones acondicionadoras de vapor	51283.5
7. (7 Kg/cm ² - 121 C). Plantas endulzadoras de gas y recuperadora de - azufre	369828

4.5. SUMINISTROS DE AGUA DESAERADA AL COMPLEJO PETROQUI -
MICO.

TABLA NUMERO 4.5

	Flujo
	Kg/h.
1. (130 Kg/cm ² - 121 C) Sistema de desaeradores (104 Kg/cm ²)	697022
2. (84 Kg/cm ² - 121 C) Sistema de desaeradores (60 Kg/cm ²)	276187
3. (63 Kg/cm ² - 121 C) Sistema de desaeradores (46 Kg/cm ²)	448181
4. (47 Kg/cm ² - 121 C) Sistema de desaeradores (46 Kg/cm ²)	3147
5. (46 Kg/cm ² - 121 C) Sistema de desaeradores (46 Kg/cm ²)	4500
6. (14 Kg/cm ² - 121 C) Sistema de desaeradores (46 Kg/cm ²)	51283.5
7. (7 Kg/cm ² - 121 C) Sistema de desaeradores (46 Kg/cm ²)	369828

El sistema de desaeradores (46 Kg/cm²) suministrará
un flujo = 876939 Kg/h de agua desaerada.

**4.6. DEMANDAS Y SUMINISTROS DE VAPOR EN EL COMPLEJO
PETROQUIMICO. DIAGRAMA NUMERO 4.1.**

4.7. DISEÑO DE LA RED DE DISTRIBUCION DE VAPOR, CONDENSADO
Y AGUA DESMINERALIZADA PARA EL COMPLEJO PETROQUIMICO.
DIAGRAMA NUMERO 4.2

R. E S U M E N

En toda industria de proceso uno de los aspectos --- principales a evaluar con detenimiento es el correspondiente al area de servicios auxiliares, debido a que es una de las partes fundamentales en el buen funcionamiento de las plan - tas.

Uno de los servicios auxiliares de mayor importancia es la producción de vapor, debido a que éste es utilizado -- para diferentes servicios tales como: Fuerza motriz para el movimiento de equipos, movimiento de fluido o para usar su - calor en un proceso.

Las evaluaciones de las demandas y suministros de va - por así como el retorno de condensados y agua desmineraliza - da, fueron establecidos para un complejo petroquímico.

Para llevar a cabo dichas evaluaciones, se estable - cieron balances de materia y energía en equipos y suplemen - tos que requirieron de vapor para su funcionamiento.

De estos balances se presentaron tablas de resulta - dos, así como diagramas de flujo internos que darán informa - ción técnica para lograr un adecuado manejo de las operacio - nes unitarias y por ende a la obtención de ahorros tanto de energía como económicos.

El objetivo principal, fue establecer un modelo de - diseño a partir de los balances de materia y energía de la - red de distribución de vapor, condensados y agua desminerali - zada más adecuada para un complejo petroquímico.

C O N C L U S I O N E S

En los últimos años se ha observado un incremento -- con respecto a la industria petroquímica nacional, haciéndose necesario la ampliación y construcción de diversos complejos para abastecer las demandas existentes de productos petroquímicos, que hacen posible que el país se desarrolle ampliamente en sus diferentes gamas de la industria elaborando productos de alta calidad.

Para llevar a cabo la producción de petroquímicos básicos, es necesario contar con procesos de alta eficiencia - que hacen posible el ahorro y uso racional de la energía, repercutiendo directamente en la economía del país en forma positiva.

En el desarrollo del modelo de diseño de la red de - distribución de vapor, condensado y agua desmineralizada es necesario establecer las bases de diseño más adecuadas ya -- que de esto dependerá el buen funcionamiento de los sistemas que requieren de vapor, obteniéndose mayores beneficios de ellos.

B I B L I O G R A F I A

CALDERAS TIPOS, CARACTERISTICAS Y SUS FUNCIONES

CARL D. SHIELD
DECIMA PRIMERA EDICION
EDITORIAL C.E.C.S.A.
MEXICO, 1984.

CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK

ROBERT H. PERRY AND CECIL H. CHILTON
FIFTH EDITION
EDITORIAL MC GRAW HILL
U.S.A., 1973.

INTRODUCCION A LA TERMODINAMICA EN INGENIERIA QUIMICA

J.M. SMITH Y H.C. VAN NESS
PRIMERA EDICION
EDITORIAL MC GRAW HILL
MEXICO, 1980.

MANUAL DE DATOS DE PROCESO

PLANTA ENDULZADORA DE GAS
PETROLEOS MEXICANOS
MEXICO, D.F.

MANUAL DE DATOS DE PROCESO

PLANTA ENDULZADORA Y ESTABILIZADORA DE HIDRO-
CARBUROS CONDENSADOS.
PETROLEOS MEXICANOS
MEXICO, D.F.

MANUAL DE DATOS DE PROCESO

PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE
PETROLEOS MEXICANOS
MEXICO, D.F.

MANUAL DE DATOS DE PROCESO

PLANTA RECUPERADORA DE ETANO Y LICUABLES
PETROLEOS MEXICANOS
MEXICO, D.F.

MANUAL DE DATOS DE PROCESO

PLANTA TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDRO
CARBUROS.
PETROLEOS MEXICANOS
MEXICO, D.F.

MECHANICAL ENGINEERS' HANDBOOK

LIONEL S. MARKS
FIFTH EDITION
EDITORIAL MC GRAW HILL
U.S.A., 1959

PRINCIPIOS Y CALCULOS BASICOS DE LA INCENIERIA QUIMICA

DAVID M. HIMMELBLAU
QUINTA EDICION
EDITORIAL C.E.C.S.A.
MEXICO, 1980

S.A. de C.V.

TESIS PROFESIONALES

TESINAS • MEMORIAS • INFORMES

8 DE JULIO No. 13

(ENTRE P. MORENO Y MORELOS)

TELS. 14 - 01 - 22 y 13 - 61 - 42

GUADALAJARA, JAL.

PASAMOS SU TESIS
EN MADURERA RAY.



USAMOS EQUIPOS XEROX Y OFFSET

- TRANSCRIPCIÓN
- IMPRESIÓN DE BANCOS
- IMPRESIÓN PUNTO LINEAL
- IMPRESIÓN DE FOLIOS
- IMPRESIÓN DE FOLIOS

HELIOGRAFICAS

- COPIAS BOND
- PAPELERIA PARA SU EMPRESA
- REDUCCIONES
- AMPLIFICACIONES