



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

DISEÑO DE EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA
PARA AGUA DE ALIMENTACION DE CALDERAS.

T E S I S

JOSE CARLOS GONZALEZ LOPEZ
INGENIERO QUIMICO

1 9 8 2



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

PREFACIO

LA DEAERACIÓN TÉRMICA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS DESPIERTA CIERTO INTERÉS Y CURIOSIDAD EN NUESTRO MEDIO TÉCNICO ACTUAL, DEBIDO A QUE FRECUENTEMENTE ESTÁ ASOCIADA CON LOS PROBLEMAS DE AGUA Y DE VAPOR, Y QUIZÁ TAMBIÉN PORQUE AUN EN LA LITERATURA ESPECIALIZADA NO HAY INFORMACIÓN DISPONIBLE DONDE SE EXPLIQUE CON SUFICIENTE AMPLITUD EN QUÉ CONSISTE UN DEAERADOR, EN QUÉ CASOS O CIRCUNSTANCIAS DEBE EMPLEARSE, NI MUCHO MENOS CÓMO DISEÑARLO.

EL OBJETIVO DE ESTE TRABAJO ES EL DE PROVEER LINEAMIENTOS PARA DISEÑAR LOS DEAERADORES TÉRMICOS DE AGUA PARA GENERACIÓN DE VAPOR, DEDICANDO ESPECIAL ATENCIÓN A LA INGENIERÍA BÁSICA INVOLUCRADA.

LA PRESENTE TESIS ESTÁ ESTRUCTURADA EN LA FORMA SIGUIENTE:

EN EL CAPÍTULO DE INTRODUCCIÓN SE DESCRIBEN LOS PRINCIPIOS DE LOS PROCEDIMIENTOS PARA LA DEAERACIÓN O DESGASIFICACIÓN DEL AGUA EN GENERAL, TANTO FÍSICOS COMO QUÍMICOS, Y SE ESTABLECEN PUNTOS DE COMPARACIÓN ENTRE LOS DIVERSOS MÉTODOS PARA REMOVER GASES DEL AGUA.

EL CAPÍTULO TEÓRICO SOBRE LA DEAERACIÓN TÉRMICA SIRVE DE MARCO PARA EXPONER LAS ECUACIONES GENERALES DE BALANCES DE MASA Y CALOR, ASÍ COMO LAS DE DISEÑO PARA LAS ETAPAS DE DEAERACIÓN Y DE CONDENSACIÓN DE VENTEO.

EN CAPÍTULO APARTE SE DA EL CRITERIO GENERAL DE CALIDAD DEL AGUA PARA ALIMENTACIÓN DE CALDERA. MEDIANTE ESTE CAPÍTULO ES POSIBLE SELECCIONAR LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUA QUE DEBEN

PRECEDER Y SUCEDER AL EQUIPO DEAERADOR, DESDE EL PUNTO DE VISTA -
CONCEPTUAL, A FIN DE OBTENER LA CALIDAD ESPECIFICADA DEL AGUA.

EN EL CAPÍTULO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA EQUIPOS DE —
DEAERACIÓN TÉRMICA SE PRESENTA EL DISEÑO DE ESTOS APARATOS, PRE---
VIA CLASIFICACIÓN SEGÚN SU ARREGLO Y PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO, —
DANDO UN ENFOQUE PRÁCTICO Y TOMANDO EN CONSIDERACIÓN TODOS LOS AS-
PECTOS QUE INFLUYEN EN MAYOR O MENOR GRADO, COMO SON: COSTOS, FUN-
CIONALIDAD, RENDIMIENTO, FACILIDADES PARA EL TRANSPORTE O EMBARQUE,
ETC.

COMO CONFIRMACIÓN DE LOS CAPÍTULOS ANTERIORES SE DEDICA
UN CAPÍTULO ESPECIAL PARA UN EJEMPLO DE CÁLCULO PARA EL DISEÑO DE
UN DEAERADOR TÉRMICO.

LOS CAPÍTULOS SIGUIENTES CONTEMPLAN LOS CRITERIOS PARA
REALIZAR LA INGENIERÍA DE DETALLE, LA ESTIMACIÓN DE COSTOS Y LAS -
PRUEBAS Y ARRANQUE DE LOS EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA, ASÍ COMO
LAS CONCLUSIONES Y LA BIBLIOGRAFÍA.

I N D I C E .

	PÁGINA.
1. INTRODUCCION.	
1.1. DISCUSIÓN SOBRE LA DESGASIFICACIÓN EN GENERAL.	2
1.2. CLASIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES DE - DESGASIFICACIÓN.	4
1.3. DESGASIFICACIÓN QUÍMICA.	4
1.3.1. DESGASIFICACIÓN QUÍMICA EN SOLUCIÓN.	5
1.3.2. DESGASIFICACIÓN QUÍMICA POR QUIMIS R- CIÓN.	9
1.4. DESGASIFICACIÓN FÍSICA.	15
1.4.1. DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA.	16
1.4.2. DESGASIFICACIÓN A VACÍO.	27
1.4.3. DESGASIFICACIÓN TÉRMICA O A PRESIÓN.	29
1.4.4. DESGASIFICACIÓN POR ADSORCIÓN.	41
2. ESTUDIO TEORICO SOBRE LA DEAREACION TERMICA.	46
2.1. GENERALIDADES.	46
2.2. PRINCIPIOS TEÓRICOS DE LA DEAREACIÓN TÉRMICA.	47
2.2.1. LEY DE DALTON.	47
2.2.2. LEYES DE SOLUBILIDAD DE LOS GASES EN LÍQUIDOS.	48

2.2.2.1.	1A. LEY DE SOLUBILIDAD O LEY DE HENRY.	49
2.2.2.2.	2A. LEY DE SOLUBILIDAD.	49
2.2.2.3.	OBSERVACIONES SOBRE LAS LEYES DE SOLUBILIDAD DE LOS GASES.	50
2.3.	FENÓMENOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR - EN LA DEAERACIÓN TÉRMICA.	54
2.4.	FENÓMENOS DE TRANSFERENCIA DE MASA EN LA DEAERACIÓN TÉRMICA.	67
3.	CRITERIO GENERAL PARA EL CONTROL DE CALIDAD DEL AGUA DE ALIMENTACION DE CALDERAS:	72
3.1.	GENERALIDADES.	72
3.2.	CRITERIO GENERAL PARA EL CONTROL DE CALIDAD DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS.	74
3.2.1.	PROBLEMAS PRODUCIDOS POR LAS IMPUREZAS PRESENTES EN EL AGUA DE CALDERA.	75
3.2.2.	CALIDAD REQUERIDA PARA AGUAS DEAERADAS Y DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS EN GENERAL.	78
3.2.3.	ANÁLISIS TÍPICOS DE AGUAS CRUDAS DE SUMINISTRO.	89
3.2.4.	PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA ALIMENTACIÓN DE CALDERAS.	93
4.	INGENIERIA BASICA PARA EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA.	101
4.1.	GENERALIDADES.	101
4.2.	BASES DE DISEÑO Y CONDICIONES DE OPERACIÓN.	103
4.2.1.	CONDICIONES DE PROCESO.	104
4.2.2.	FLEXIBILIDAD DE OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA.	107
4.2.3.	CONDICIONES AMBIENTALES.	108

4.3.	RENDIMIENTO DEL EQUIPO DEAERADOR.	110
4.4.	MATERIAS PRIMAS.	110
4.5.	PRODUCTOS.	112
4.6.	BALANCES DE MASA Y CALOR.	112
4.6.1.	BALANCE DE MASA.	112
4.6.2.	BALANCE DE CALOR.	119
4.6.3.	NOMENCLATURA PARA BALANCES INTERNOS.	121
4.7.	CÁLCULO DEL VAPOR DE ARRASTRE EN LA PURGA DE GASES INCONDENSABLES.	124
4.8.	CÁLCULO DE LAS CONCENTRACIONES RESIDUALES DE GASES EN EL AGUA DEAERADA.	135
4.9.	CRITERIO GENERAL DE SELECCIÓN DE EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA.	140
4.10.	CÁLCULO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA.	144
4.10.1.	SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN DE AGUA.	148
4.10.1.1.	TUBO PERFORADO.	149
4.10.1.2.	TUBO RANURADO.	154
4.10.1.3.	CÁMARA DE ESPREAS ROCIADORAS.	154
4.10.2.	SECCIÓN DE CONDENSACIÓN DE VENTEO.	164
4.10.2.1.	BALANCE DE MATERIALES.	166
4.10.2.2.	BALANCE DE CALOR.	168
4.10.2.3.	CONDENSADOR DE SUPERFICIE A BASE DE CORAZA Y TUBOS.	169
4.10.2.4.	CONDENSADOR DE CONTACTO DIRECTO TIPO RECTANGULAR.	175
4.10.2.5.	CONDENSADOR DE CONTACTO DIRECTO TIPO CAMPANA.	181
4.10.3.	SECCIÓN DE DEAERACIÓN.	184

4.10.3.1.	BALANCE DE MATERIALES.	186
4.10.3.2.	BALANCE DE CALOR.	187
4.10.3.3.	CÁLCULO DE LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN.	188
4.10.3.4.	AGOTADOR DE BURBUJEO.	191
4.10.3.4.1.	AGOTADOR DE BURBUJEO - TIPO CILÍNDRICO.	193
4.10.3.4.2.	AGOTADOR DE BURBUJEO - TIPO BIPARTIDO.	201
4.10.3.5.	COLUMNA DE PLATOS.	205
4.10.3.6.	AGOTADOR DE ATOMIZACIÓN.	209
4.10.4.	SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DE AGUA - DEAERADA.	210
4.11.	SELECCIÓN Y CÁLCULO DE TUBERÍAS, VÁLVULAS E INSTRUMENTOS INHERENTES AL - DEAERADOR TÉRMICO.	211
4.11.1.	TUBERÍA Y ACCESORIOS.	212
4.11.2.	VÁLVULAS.	213
5.	EJEMPLO DE CÁLCULO DE INGENIERIA BASICA PARA EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA.	221
5.1.	PLANTEAMIENTO.	221
5.2.	SOLUCIÓN.	223
5.2.1.	RESUMEN DE DATOS.	223
5.2.2.	CÁLCULOS.	224
5.2.2.1.	BALANCE Y DETERMINACIÓN DE CARGAS.	224
5.2.2.1.A.	BALANCE DE CALOR.	224
5.2.2.1.B.	BALANCE DE MATERIALES.	227
5.2.2.1.C.	CÁLCULO DEL VAPOR DE ARRASTRE DE VENTEO.	230
5.2.2.2.	DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO Y ELEMENTOS INTERNOS.	232

5.2.2.2.1.	CRITERIO DE DISEÑO.	232
5.2.2.2.2.	SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN DE AGUA.	234
5.2.2.2.3.	SECCIÓN DE CONDENSACIÓN DE VENTEO.	236
5.2.2.2.4.	SECCIÓN DE DEAERACIÓN.	249
5.2.2.2.5.	SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA.	260
5.2.2.2.6.	VÁLVULAS.	263
6.	CRITERIOS GENERALES PARA REALIZAR LA INGENIERIA DE DETALLE DE EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA.	269
6.1.	GENERALIDADES.	269
6.2.	CÓDIGOS Y NORMAS.	270
6.3.	RECIPIENTES E INTERNOS.	271
6.4.	TUBERÍA, ACCESORIOS Y VÁLVULAS.	273
6.5.	INSTRUMENTACIÓN.	274
6.6.	RECUBRIMIENTOS.	276
7.	ESTIMACION DE COSTOS DE EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA.	278
7.1.	COSTOS DE INVERSIÓN.	278
7.1.1.	COSTOS DIRECTOS.	279
7.1.2.	COSTOS INDIRECTOS.	280
7.1.3.	PRECIO O COSTO DE COMPRA DE EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA.	280
7.2.	COSTOS DE OPERACIÓN.	281
7.3.	COSTOS DE MANTENIMIENTO.	282
8.	PRUEBAS, ARRANQUE Y MANTENIMIENTO DE EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA.	283

8.1.	PRUEBAS.	283
8.1.1.	PRUEBAS DE FABRICACIÓN.	283
8.1.2.	PRUEBAS DE PRE-ARRANQUE.	283
8.1.3.	PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO.	284
8.2.	ARRANQUE.	284
8.2.1.	PRECAUCIONES INICIALES.	284
8.2.2.	PASOS PARA LA PUESTA EN MARCHA.	285
8.3.	OPERACIÓN.	286
8.3.1.	INDICACIONES Y LECTURAS DE RUTINA.	286
8.3.2.	DIAGNOSIS DE ANOMALÍAS DE OPERACIÓN.	288
8.4.	PUESTA FUERA DE SERVICIO.	289
8.5.	MANTENIMIENTO.	290
8.6.	CRITERIOS FUNDAMENTALES PARA LA — ESTABILIZACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DEL — RENDIMIENTO DE ELIMINACIÓN DE INCON- DENSABLES POR LOS DEAERADORES TÉR- MICOS.	292
9.	CONCLUSIONES.	296
10.	BIBLIOGRAFIA.	300

1. INTRODUCCION.

LA DEAERACIÓN TÉRMICA ES SOLAMENTE UNO DE LOS VARIOS —
PROCEDIMIENTOS DE DESGASIFICACIÓN FÍSICA.

ESTE CAPÍTULO TIENE POR OBJETO PRESENTAR LA CLASIFICA—
CIÓN GENERAL DE LA DESGASIFICACIÓN, EXPLICANDO BREVIEMENTE EN QUÉ —
CONSISTE CADA MODALIDAD DEL DESGASIFICADO, A FIN DE UBICAR CLARAMEN—
TE A LA DEAERACIÓN TÉRMICA DENTRO DEL CONJUNTO DE MÉTODOS DE ELIMI—
NACIÓN DE GASES A PARTIR DE SOLUCIONES LÍQUIDAS.

EN LA DISCUSIÓN QUE SE PRESENTA A CONTINUACIÓN SOBRE LA
DESGASIFICACIÓN EN GENERAL, Y DENTRO DE LA CUAL ESTÁ COMPRENDIDA LA
DEAERACIÓN TÉRMICA, SE PODRÁN APRECIAR LAS CARACTERÍSTICAS BÁSICAS
QUE HAY QUE TOMAR EN CUENTA, DESDE EL PUNTO DE VISTA TANTO TEÓRICO
COMO PRÁCTICO, SOBRE CADA MODALIDAD DE LA DESGASIFICACIÓN, DESTACAN—
DO CUÁL DE TODAS LAS ALTERNATIVAS ES LA MÁS RECOMENDABLE PARA TRA—
TAR CADA CASO PARTICULAR QUE SE TENGA, EN FUNCIÓN DE LA NATURALEZA
MISMA DEL PROBLEMA.

POR OTRA PARTE, Y SÓLO COMO INFORMACIÓN INTRODUCTORIA,
SE ESTABLECERÁN LOS PRINCIPALES FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE LA DESGASI—
FICACIÓN FÍSICA, DE LOS CUALES SE PODRÁN HACER LOS COMENTARIOS PER—
TINENTES SOBRE LOS CONVENIENTES O INCONVENIENTES QUE REPORTAN LAS
DIVERSAS FORMAS DE DESGASIFICACIÓN.

EL HECHO DE DEDICAR ESTE CAPÍTULO A LA DESGASIFICACIÓN
EN GENERAL, NOS PERMITIRÁ OBTENER UNA IDEA MÁS CLARA DE LO QUE ES
LA DEAERACIÓN TÉRMICA.

1.1 DISCUSIÓN SOBRE LA DESGASIFICACIÓN EN GENERAL.

COMO LO INDICA SU NOMBRE, LA DESGASIFICACIÓN ES TODA —
AQUELLA OPERACIÓN MEDIANTE LA CUAL UN LÍQUIDO ES DESPOJADO DEL GAS
O GASES QUE LLEVE DISUELTOS.

EN ESTE TRABAJO NOS OCUPAREMOS ÚNICAMENTE DE LA REMOCIÓN
DE GASES DISUELTOS EN EL AGUA. SIN EMBARGO, CABE SEÑALAR QUE LA —
DESGASIFICACIÓN, REFIRIÉndonOS A ELLA DE MANERA GENERAL, NO SÓLO —
TIENE APLICACIÓN EN EL ACONDICIONAMIENTO DE AGUAS, SINO TAMBIÉN EN
ALGUNOS PROCESOS PRODUCTIVOS. POR EJEMPLO, DENTRO DE LA INDUSTRIA
DE LOS ALIMENTOS, LA DESGASIFICACIÓN ES UNA OPERACIÓN AMPLIAMENTE —
UTILIZADA EN EL PROCESAMIENTO DE JUGOS DE FRUTA, EN LA PASTEURIZA—
CIÓN DE LA LECHE, ETC. EN ESTOS ÚLTIMOS CASOS, PODEMOS CONSIDERAR
QUE LOS GASES NO SÓLO SE ENCUENTRAN EN SOLUCIÓN, SINO TAMBIÉN EN —
SUSPENSIÓN. (*)

A DIFERENCIA DE UNA SIMPLE SEPARACIÓN DE FASES, TENEMOS
QUE LA DESGASIFICACIÓN TIENE LUGAR CUANDO LOS GASES SE HALLAN DI—
SUELTOS EN EL LÍQUIDO, Y CUANDO ÉSTE CONSTITUYE UNA SOLUCIÓN DONDE
PREDOMINA EL LÍQUIDO CON RESPECTO AL GAS O VAPOR, LLEGANDO INGLUSI
VE AL PUNTO DE CONSIDERAR AL LÍQUIDO COMO UNA SOLUCIÓN ALTAMENTE —
DILUIDA. ES DECIR, EN LA DESGASIFICACIÓN LA FASE QUE INTERESA ES
LA LÍQUIDA, DESECHANDO LOS GASES A LA ATMÓSFERA; ADEMÁS DE QUE DI—
CHOS GASES SON CONSIDERADOS COMO COMPONENTES EXTRAÑOS AL LÍQUIDO, Y
NUNCA SON MANEJADOS COMO VAPORES.

(*) EN VIRTUD DE QUE SON MUY POCOS LOS CASOS EN DONDE LOS GASES —
SE ENCUENTRAN EN SUSPENSIÓN, NO SERÁ GENERALIZADA DICHA SITUA
CIÓN. ES MÁS, EN LA DESGASIFICACIÓN DE SUSPENSIONES TAMBIÉN
SE ALCANZAN A ELIMINAR LOS GASES DISUELTOS.

DE ACUERDO CON LAS OBSERVACIONES ANTERIORES, QUEDA PERFECTAMENTE TIPIFICADA LA DESGASIFICACIÓN, Y NO HABRÁ LUGAR PARA CONFUSIONES CON OTRAS OPERACIONES, TALES COMO EL AGOTAMIENTO, LA DESTILACIÓN, LA EVAPORACIÓN, ETC.

LOS PRINCIPALES GASES QUE PUEDEN ENCONTRARSE DISUELTOS EN EL AGUA SON:

CO_2	BIÓXIDO DE CARBONO,
H_2S	ÁCIDO SULFHÍDRICO,
NH_3	AMONIACO,
O_2	OXÍGENO,
N_2	NITRÓGENO,
Cl_2	CLORO,
CH_4	METANO.

DESDE EL PUNTO DE VISTA DE LA CALIDAD DEL AGUA, NINGUNO DE ESTOS GASES CARECE DE IMPORTANCIA. ACTUALMENTE SE HAN DESARROLLADO NUMEROSOS PROCESOS O PROCEDIMIENTOS PARA LLEVAR A CABO LA ELIMINACIÓN DE ESTOS GASES, SIN EXCEPCIÓN.

PARA ACLARAR AÚN MÁS LO ANTERIOR, PONGAMOS POR CASO LA ELIMINACIÓN DEL NITRÓGENO. DADO QUE ESTE GAS ES PRÁCTICAMENTE INERTE E INOFENSIVO PARA UNA CALDERA, SU PRESENCIA EN EL AGUA DESTINADA PARA DICHO EQUIPO NO REPRESENTA NINGÚN PROBLEMA. SIN EMBARGO, EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO EVENTUALMENTE SE PRESENTA LA NECESIDAD DE ELIMINAR EL NITRÓGENO POR MEDIOS FÍSICOS O MECÁNICOS (EN UNA CAMA EMPACADA) EN LO QUE SE CONOCE COMO OPERACIONES DE DENITRIFICACIÓN.

1.2 CLASIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES DE DESGASIFICACIÓN.

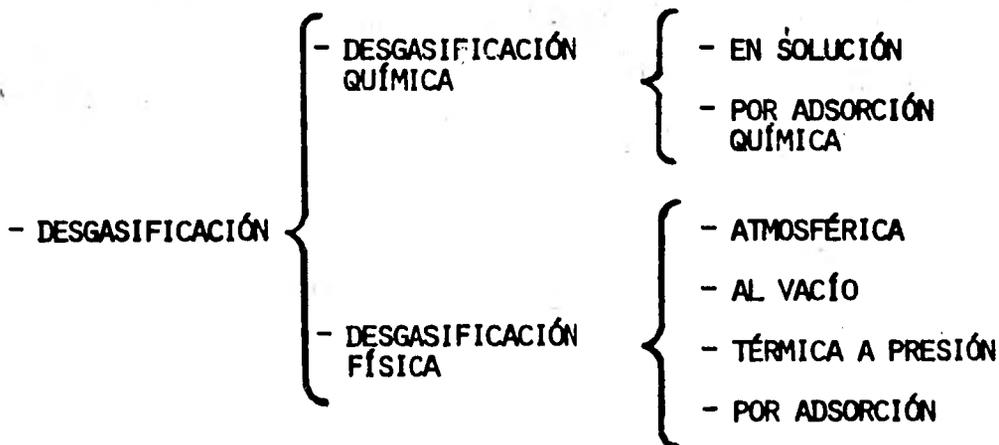
EXISTEN DOS PROCESOS GENERALES PARA REALIZAR LA DESGASIFICACIÓN DE UN LÍQUIDO, QUE SON:

- DESGASIFICACIÓN QUÍMICA, Y
- DESGASIFICACIÓN FÍSICA.

A SU VEZ, LA DESGASIFICACIÓN QUÍMICA PUEDE EFECTUARSE YA SEA EN SOLUCIÓN O POR ADSORCIÓN QUÍMICA.

LA DESGASIFICACIÓN FÍSICA, POR OTRO LADO, PUEDE LLEVARSE A CABO ATMOSFÉRICAMENTE, AL VACÍO, TÉRMICAMENTE O POR ADSORCIÓN.

ENSEGUIDA SE ILUSTRA ESTA CLASIFICACIÓN.



A CONTINUACIÓN EXPLICAREMOS EN QUÉ CONSISTEN ESTOS PROCESOS.

1.3 DESGASIFICACIÓN QUÍMICA.

LOS DOS PROCESOS QUÍMICOS DE DESGASIFICADO, AUNQUE MUY DIFERENTES ENTRE SÍ, SE BASAN EN LA REACCIÓN ENTRE UN AGENTE O REACTIVO EXTRAÑO AL LÍQUIDO PROBLEMA Y EL GAS O GASES QUE SE DESEAN ELI

MINAR. EN EL CASO DE LA DESGASIFICACIÓN QUÍMICA EN SOLUCIÓN, TENEMOS QUE DICHA REACCIÓN ES IRREVERSIBLE, MIENTRAS QUE EN LA ADSORCIÓN QUÍMICA SERÍA REVERSIBLE.

A CONTINUACIÓN DESCRIBIMOS EN QUÉ CONSISTEN ESTOS PROCESOS.

1.3.1 DESGASIFICACIÓN QUÍMICA EN SOLUCIÓN

LA DESGASIFICACIÓN QUÍMICA EN SOLUCIÓN SE SIRVE DE LA ADICIÓN DE AGENTES QUÍMICOS, CON PROPIEDADES YA SEA OXIDANTES O REDUCTORAS SEGÚN LA NATURALEZA DEL GAS PROBLEMA, PARA ELIMINAR AL GAS O GASES DISUELTOS EN EL LÍQUIDO. LO QUE SE ESPERA DE ESTE PROCEDIMIENTO ES QUE EL REACTIVO APLICADO, AL REACCIONAR CON EL GAS O GASES DISUELTOS, FORME UN PRODUCTO SOLUBLE (AÚN BAJO LAS CONDICIONES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA CERCANAS A LA SATURACIÓN) Y QUE NO LE DÉ AL LÍQUIDO LAS CARACTERÍSTICAS (AGRESIVIDAD Y CORROSIVIDAD) QUE PRESENTABA AL TENER DISUELTOS ESOS GASES.

EN EL CASO DE LA DESGASIFICACIÓN QUÍMICA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS, EL PROPÓSITO PRINCIPAL QUE SE PERSIGUE ES EL DE FIJAR EL OXÍGENO POR MEDIO DE UN REDUCTOR, EL CUAL PUEDE SER A BASE DE SULFITO DE SODIO O BIEN DE HIDRAZINA, AMBOS DE AMPLIA UTILIZACIÓN PARA ESTOS FINES.

LA REACCIÓN QUE SE LLEVA A CABO PARA FIJAR EL OXÍGENO CON SULFITO, ES LA SIGUIENTE:



COMO SE PUEDE OBSERVAR, EL USO DEL SULFITO DE SODIO HACE QUE AUMENTE LA SALINIDAD DEL AGUA TRATADA, LO CUAL PODRÍA TRADUCIRSE EN PROBLEMAS PARA LOS EQUIPOS EN UN MOMENTO DADO. POR OTRO LADO, LA CONFIABILIDAD O EFICACIA EN EL USO DEL SULFITO DE SODIO FRECUENTEMENTE SE HA PUESTO EN DUDA.

LA HIDRAZINA, A PESAR DE SU ELEVADO COSTO, ES UNO DE LOS PRODUCTOS MÁS UTILIZADOS ACTUALMENTE, Y GENERALMENTE SU APLICACIÓN SE REALIZA EN FORMA COMPLEMENTARIA A LA DESGASIFICACIÓN FÍSICA, INCLUYENDO LA DEAERACIÓN TÉRMICA.

LA REACCIÓN QUE SE VERIFICA EN LA ELIMINACIÓN DE OXÍGENO CON HIDRAZINA ES LA SIGUIENTE:



COMO LO INDICA ESTA REACCIÓN, LA HIDRAZINA PRESENTA LA VENTAJA DE NO INCREMENTAR LA SALINIDAD DEL AGUA, ES DECIR, EL CONTENIDO DE SALES QUEDA INALTERADO DESPUÉS DE ESTE TRATAMIENTO.

EN LA PRÁCTICA, LA DESGASIFICACIÓN QUÍMICA DEL AGUA PARA GENERACIÓN DE VAPOR RECIBE EL NOMBRE DE "TRATAMIENTO INTERNO".

DESDE EL PUNTO DE VISTA ECONÓMICO, LA DESGASIFICACIÓN QUÍMICA PRESENTA SERIAS DESVENTAJAS RESPECTO A LOS PROCEDIMIENTOS FÍSICOS, DEBIDO PRINCIPALMENTE AL CONSUMO DE REACTIVOS. DE AHÍ QUE NORMALMENTE EL GRUESO DE LOS GASES DISUELTOS SE ELIMINA MEDIANTE ALGÚN MÉTODO FÍSICO, Y LA DESGASIFICACIÓN QUÍMICA SE APLICA SOLAMENTE PARA REMOVER LOS GASES DISUELTOS RESIDUALES O QUE SE ENCUENTREN EN CANTIDADES MUY PEQUEÑAS.

LOS SISTEMAS DE DOSIFICACIÓN DE REACTIVOS PARA LA DESGA-

SIFICACIÓN QUÍMICA O TRATAMIENTO INTERNO GENERALMENTE CONSISTEN DE UN TANQUE DE USO DIARIO, UNA BOMBA DOSIFICADORA, YA SEA DE DIAFRAGMA O DE PISTÓN, SEGÚN LA CAPACIDAD QUE SE REQUIERA, Y DE LAS VÁLVULAS, TUBERÍAS Y ACCESORIOS INDISPENSABLES PARA ALINEAR LA SOLUCIÓN DEL REACTIVO HASTA EL PUNTO DE INYECCIÓN.

A CONTINUACIÓN PRESENTAMOS EL DIAGRAMA DE FLUJO DE UN SISTEMA TÍPICO DE DOSIFICACIÓN DE REACTIVO PARA TRATAMIENTO INTERNO DE AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERA. VER FIGURA I-01

TAMBIÉN EXISTE UN PROCESO DE ACONDICIONAMIENTO DE AGUAS PARA ALIMENTACIÓN DE CALDERAS DONDE PRÁCTICAMENTE EN UN SOLO EQUIPO SE REALIZA LA SUAVIZACIÓN, LA DEAERACIÓN Y EL PRECALENTAMIENTO, RECIBIENDO INCLUSIVE LA DOSIFICACIÓN DE UN REACTIVO PARA ELIMINAR EL OXÍGENO DISUELTO Y COAGULAR, A LA VEZ, A LA MATERIA QUE SE ESTÁ PRECIPITANDO. ESTE PROCESO SE CONOCE COMO "CAL EN CALIENTE", Y EN ÉL SE UTILIZA OCASIONALMENTE EL SULFATO FERROSO COMO AGENTE COAGULANTE Y COMO ELIMINADOR DEL OXÍGENO LIBRE DISUELTO. GENERALMENTE SE RECOMIENDA EL USO DE ESTE REACTIVO EN EL PROCESO DE "CAL EN CALIENTE" CUANDO DESPUÉS DEL REACTOR NO SE CUENTA CON DEAERADOR TÉRMICO.

LA REACCIÓN DE DESOXIGENACIÓN CON SULFATO FERROSO EN EL REACTOR "CAL EN CALIENTE" EN PRESENCIA DE LA SODA ASH Y DE LA CAL, ES COMO SIGUE:

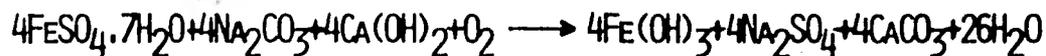


DIAGRAMA DE FLUJO DE UN SISTEMA TÍPICO DE DOSIFICACION DE REACTIVOS PARA TRATAMIENTO INTERNO DE AGUA DE ALIMENTACION DE CALDERA.

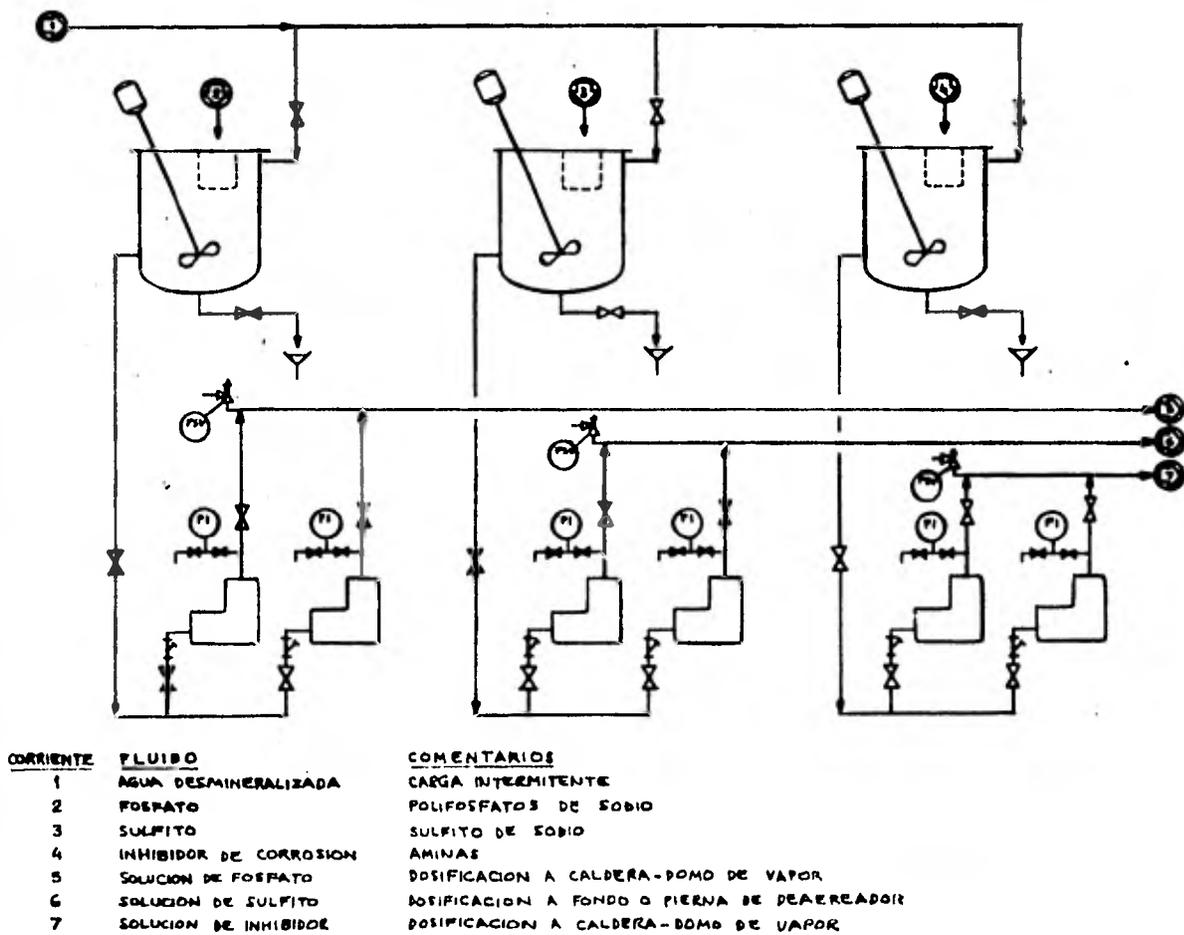


FIGURA 1-01

1.3.2 DESGASIFICACIÓN QUÍMICA POR QUIMISORCIÓN.

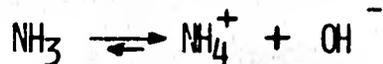
EL PROCESO DE DESGASIFICACIÓN QUÍMICA POR QUIMISORCIÓN (ADSORCIÓN QUÍMICA), MÁS CONOCIDO COMO INTERCAMBIO IÓNICO, SE BASA EN LA ADSORCIÓN DE LOS GASES DISUELTOS EN ESTADO IONIZADO POR UNA CAMA DE PARTÍCULAS SÓLIDAS QUE RECIBEN DICHS IONES Y CEDEN OTROS DE DIFERENTE ESPECIE, PUDIENDO INVERTIR DICHA OPERACIÓN, ES DECIR, REINCORPORAR LOS IONES QUE TENÍAN ORIGINALMENTE, DESPLAZANDO A LOS QUE SE HABÍAN ADSORBIDO DE LA FASE LÍQUIDA. PODEMOS IDENTIFICAR PLENAMENTE ESTE PROCEDIMIENTO CON LA ADSORCIÓN QUÍMICA O QUIMISORCIÓN.

EN ESTE PROCESO SE TIENE AL LÍQUIDO COMO FASE FLUIDA LIBRE EN CONTACTO CON UNA FASE SÓLIDA O BIEN COLOIDAL (GEL SINTÉTICA) CAPAZ DE TOMAR Y ACUMULAR SELECTIVAMENTE UNA O MÁS ESPECIES DE IONES DEL SOLUTO CONTENIDO ORIGINALMENTE EN EL FLUIDO. AUNQUE EN EL CASO NUESTRO NO TIENE IMOPTANCIA RECUPERAR EL SOLUTO, SÍ ES NECESARIO REGENERAR EL ADSORBENTE PARA PODER SERVIRSE DE ÉL TODO EL TIEMPO QUE SEA POSIBLE, POR LO QUE LAS PROPIEDADES DE ESTE MATERIAL TAMBIÉN DEBERÁN PERMITIR LA DESORCIÓN DE TODAS LAS ESPECIES PRESENTES EN EL FLUIDO.

COMO EN LA MAYORÍA DE LOS CASOS DE LOS PROCESOS DE INTERCAMBIO IÓNICO, CONSIDERADO ÉSTE COMO LA ADSORCIÓN QUÍMICA DE FASES LÍQUIDAS, EL ADSORBENTE TIENE UNA CIEPTA CAPACIDAD MÁXIMA DE RETENCIÓN (MASA DE IONES PRESENTES EN EL SOLUTO CON PESPECTO AL VOLUMEN DEL ADSORBENTE), Y PROPIAMENTE INTERCAMBIA UN SOLUTO POR OTRO.

Así, TENEMOS QUE UN INTERCAMBIO CATIONICO EN CICLO HIDRÓGENO ES EL MEDIO UTILIZADO PARA ELIMINAR EL AMONIACO DEL AGUA, SIEMPRE Y CUANDO ÉSTE SE ENCUENTRE EN ELLA COMO RADICAL AMONIO IONIZADO. EL HECHO DE QUE EL CICLO DEL INTERCAMBIO IÓNICO SEA HIDRÓGENO, SIGNIFICA QUE LA SOLUCIÓN REGENERANTE DEL MATERIAL ADSORBENTE SERÁ ÁCIDA, GENERALMENTE CON H_2SO_4 Ó BIEN HCl .

ANALICEMOS LO QUE OCURRE EN UN LECHO DE INTERCAMBIO IÓNICO. SABEMOS QUE LA DISOCIACIÓN DEL AMONIACO EN EL AGUA ES COMO SIGUE:



LA REACCIÓN QUE OCURRE EN EL INTERCAMBIO IÓNICO O ADSORCIÓN QUÍMICA DEL AGUA, DENOTANDO AL GRUPO O CENTRO ACTIVO DEL ADSORBENTE COMO $-R$, SERÁ:



NORMALMENTE LA PÉRDIDA O CANTIDAD DE RESINA INTERCAMBIADORA DE IONES QUE QUEDA INSERVIBLE ES DEL ORDEN DE 15% ANUAL, BAJO CONDICIONES REGULARES DE OPERACIÓN.

LA REACCIÓN QUE SE VERIFICARÍA DURANTE LA REGENERACIÓN DEL ADSORBENTE ES:



BAJO UNA FORMA SIMILAR TENEMOS QUE, PARA ELIMINAR GASES DISUELTOS EN EL AGUA CUYA HIDRÓLISIS ES ALCALINA, EL ADSORBENTE A

EMPLLEAR SERÁ DEL TIPO ANIÓNICO, ÉSTO ES, QUE SE REGENERA CON UNA SOLUCIÓN BÁSICA, YA SEA CON SOSA O AMONIACO. (*)

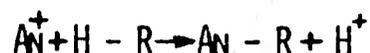
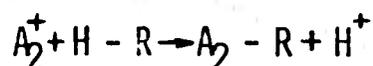
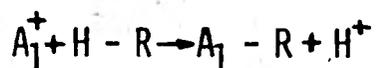
CABE MENCIONAR QUE LOS MATERIALES ADSORBENTES INTERCAMBIADORES DE IONES CONSISTEN DE RESINAS ORGÁNICAS SINTÉTICAS, LAS CUALES HAN DESPLAZADO POR COMPLETO A LAS LLAMADAS "ZEOLITAS", CUYO USO ES OBSOLETO EN NUESTROS DÍAS.

LA ELIMINACIÓN DE GASES SIGUIENDO EL MÉTODO DE INTERCAMBIO IÓNICO NO ES COSTEABLE, NI DESDE EL PUNTO DE VISTA DE INVERSIÓN, NI DEL DE OPERACIÓN, PUESTO QUE EL COSTO DE LAS RESINAS DE INTERCAMBIO ES ELEVADO, Y EL CONSUMO DE REACTIVOS PARA REGENERACIÓN ES UNA DE LAS COSAS QUE HACEN MÁS GRAVOSO EL USO DEL PROCESO EN CUESTIÓN. O SEA, NO OBSTANTE QUE EL INTERCAMBIO IÓNICO ESTÁ AMPLIAMENTE JUSTIFICADO PARA LA ELIMINACIÓN DE SÓLIDOS DISUELTOS EN EL AGUA, SIN IMPORTAR CASI LAS ESPECIES QUÍMICAS QUE ÉSTOS INVOLUCREN, SU APLICACIÓN PARA REMOVER GASES DISUELTOS O BIEN REPRESENTA ALTOS COSTOS DE INVERSIÓN Y DE OPERACIÓN, O BIEN RESULTA TÉCNICAMENTE COMPLICADA. ASÍ, TENEMOS QUE EN CASI TODOS LOS SERVICIOS O FACILIDADES DE LAS CASAS DE FUERZA SE TIENEN PLANTAS DESMINERALIZADORAS DE AGUA A BASE DE INTERCAMBIO IÓNICO, PERO LOS GASES DISUELTOS QUE PUDIERAN REMOVERSE POR ESE PROCEDIMIENTO (POR EJEMPLO EL O_2 Y CO_2 Y SU EQUIVALENTE POR LA ALCALINIDAD) GENERALMENTE SE ELIMINAN SIGUIENDO ALGÚN PROCEDIMIENTO DE DEGSIFICACIÓN FÍSICA.

EL MISMO PROCESO DE DESMINERALIZACIÓN POR INTERCAMBIO IÓNICO FAVORECE LA ELIMINACIÓN DE CASI TODA LA ALCALINIDAD, CARBONATOS Y BICARBONATOS, EN FORMA DE CO_2 , SEGÚN EL SIGUIENTE MECANISMO: EL AGUA CRUDA PASA PRIMERO AL INTERCAMBIADOR DE CATIONES REGENERADO

(*) TRIVIALMENTE EL HIDRÓXIDO DE AMONIO SE DENOTA COMO AMONIACO, YA QUE ESTE GAS DISUELTO EN AGUA SE ENCUENTRA COMO NH_4OH .

Con H_2SO_4 ó HCl , FIJANDO TODOS LOS CATIONES EN LA RESINA Y OBTENIENDO, COMO RESULTADO DE ÉSTO, QUE LOS ANIONES DEL EFLUENTE SE ENCUENTREN BAJO LA FORMA DE ÁCIDOS DISOCIADOS. ESTO ES, SI DENOTAMOS POR A A TODOS LOS CATIONES, Y POR B A LOS ANIONES, LAS REACCIONES EN EL INTERCAMBIADOR DE CATIONES O "COLUMNA CATIONICA", DURANTE SU SERVICIO NORMAL DE ADSORCIÓN, SERÁN:



SE ENTIENDE QUE EL SUBÍNDICE DE A, LO MISMO QUE SUCEDE CON B, CORRESPONDE A UNA ESPECIE QUÍMICA DETERMINADA. TAMBIÉN ES NECESARIO ACLARAR QUE, AUNQUE EL NÚMERO TOTAL DE CENTROS ACTIVOS R DE LA RESINA CATIONICA COINCIDE CON EL NÚMERO TOTAL DE CATIONES QUE SE PUEDEN ADSORBER (*), NO PODEMOS CODIFICAR ESTOS CENTROS EN LA MISMA FORMA QUE A LOS CATIONES (CON LOS ANIONES SERÍA UNA SITUACIÓN ANÁLOGA), PUESTO QUE TODOS ESTOS CENTROS ACTIVOS SON PRÁCTICAMENTE IGUALES, A PESAR DE QUE TENGAN SELECTIVIDAD POR CIERTAS ESPECIES IÓNICAS.

EN LA FIGURA 1-02 MOSTRAMOS EL ESQUEMA DE UN INTERCAMBIO DE CATIONES, CON LOS IONES QUE MÁS FRECUENTEMENTE TRAE UN AGUA DE POZO.

(*) PARA UNA ADSORCIÓN MONOMOLECULAR Y SUPONIENDO QUE EL MECANISMO DE LA ADSORCIÓN ES BIUNÍVOCO.

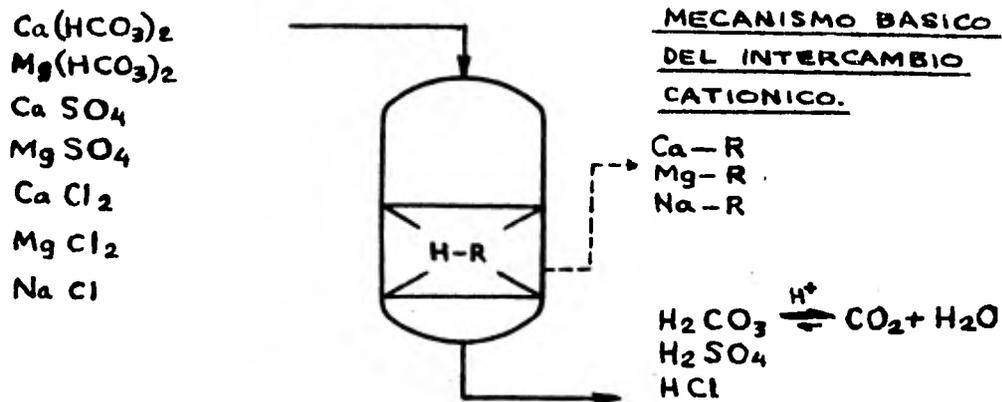


FIGURA No. 1-02

DE ACUERDO CON ESTE ESQUEMA, SE PUEDE OBSERVAR QUE EL ÁCIDO CARBÓNICO PUEDE ELIMINARSE MEDIANTE UN PROCESO FÍSICO, SIENDO EL MÁS COMÚN EL DEL AGOTAMIENTO, HACIENDO CAER EL AGUA DECATIONIZADA EN FORMA DE LLUVIA O GOTAS FINAS AL AIRE LIBRE (DESGASIFICADOR ATMOSFÉRICO ABIERTO), O BIEN HACIÉNDOLA FLUIR EN UNA CAMA EMPACADA DE ANILLOS RASCHIG CON INYECCIÓN DE AIRE A CONTRACORRIENTE (DESGASIFICADOR ATMOSFÉRICO DE TIRO FORZADO).

POR OTRO LADO, EL OXÍGENO DISUELTO PUEDE REMOVERSE DE LOS CONDENSADOS DE VAPOR, USANDO UN INTERCAMBIADOR ANIÓNICO REGENERADO POR UNA SOLUCIÓN ALCALINA DE UNO O DOS AGENTES REDUCTORES. LA APLICACIÓN DE ESTE PROCESO AÚN NO SE HA GENERALIZADO, PUES REQUIERE DE UN ESTUDIO EN PLANTA PILOTO QUE GARANTICE TANTO LA CALIDAD DEL AGUA DESOXIGENADA Y LA FUGA MÁXIMA DE O₂, COMO LA MISMA CAPACIDAD DE INTERCAMBIO DE LAS DIVERSAS RESINAS SOMETIDAS BAJO ESTUDIO, Y SU NIVEL ÓPTIMO DE REGENERACIÓN, ADEMÁS DE LA DETERMINACIÓN DE CUÁL PROPORCIÓN DE MEZCLA DE REDUCTORES ES LA MÁS EFICIENTE PARA LAS REGENERACIONES.

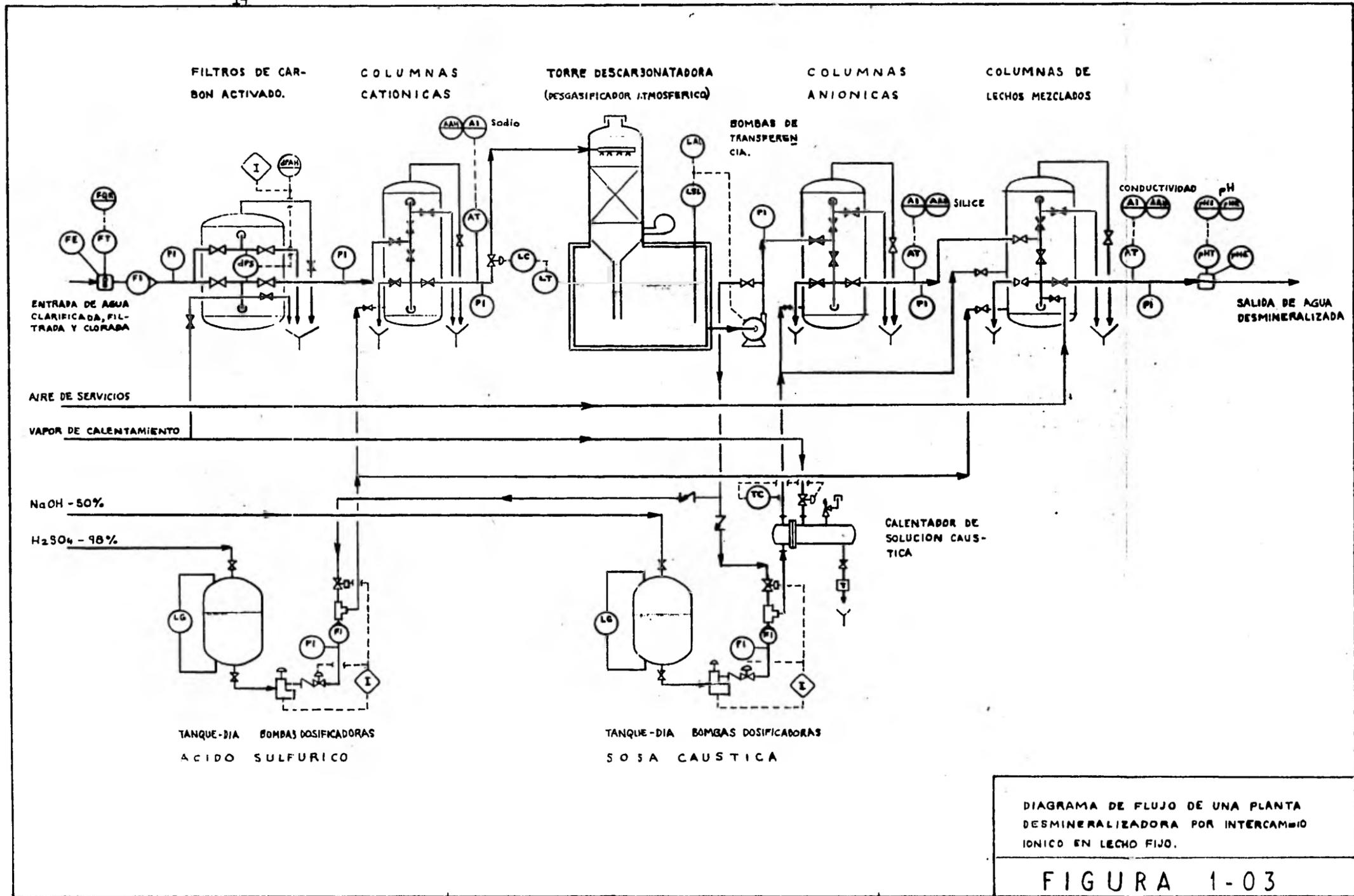


DIAGRAMA DE FLUJO DE UNA PLANTA DESMINERALIZADORA POR INTERCAMBIO IONICO EN LECHO FIJO.

FIGURA 1-03

EN LA FIGURA 1-03 SE TIENE EL DIAGRAMA DE FLUJO DE UN SISTEMA DE DESMINERALIZACIÓN POR INTERCAMBIO IÓNICO EN LECHO FIJO CON DESGASIFICADOR INTERMEDIO.

1.4. DESGASIFICACIÓN FÍSICA.

LA DESGASIFICACIÓN FÍSICA SE VALE DE MEDIOS FÍSICOS PARA ELIMINAR DE UN LÍQUIDO LOS GASES QUE ÉSTE CONTENGA DISUELTOS. COMO VEREMOS MÁS ADELANTE, EN ESTA MODALIDAD DE LA DESGASIFICACIÓN ES POSIBLE EJERCER UNA ELIMINACIÓN MUY EFICIENTE Y ECONÓMICA DE LOS GASES DISUELTOS EN LA FASE LÍQUIDA. LA EXPLICACIÓN DE ESTE HECHO ESTÁ BASADA EN LA TERMODINÁMICA DE LAS SOLUCIONES.

ACTUALMENTE SE HA GENERALIZADO LA APLICACIÓN DE LA DESGASIFICACIÓN FÍSICA PARA ACONDICIONAR EL AGUA NO SÓLO PARA LA ALIMENTACIÓN DE CALDERAS SINO PARA LA INYECCIÓN DE AGUA PARA POZOS PETROLEROS, PARA LA RECUPERACIÓN DE AGUAS DE DESECHO INDUSTRIAL, Y CASI EN CUALQUIER TRATAMIENTO QUE TENGA POR OBJETO LOGRAR UN AGUA ULTRA PURA, ES DECIR, CON UN CONTENIDO DE MATERIAS DISUELTAS PRÓXIMO A CERO. EN EL CASO DEL AGUA, EL PROCESO DE DESGASIFICACIÓN FÍSICA PERMITE LA ELIMINACIÓN DE GASES CORROSIVOS, PRINCIPALMENTE EL O_2 Y EL CO_2 , SIN QUE SE MODIFIQUE LA SALINIDAD DEL AGUA.

COMO YA SE MENCIONÓ ANTES, LA DESGASIFICACIÓN FÍSICA SE SUBDIVIDE EN UNA SERIE DE PROCEDIMIENTOS DE DESGASIFICADO DEPENDIENDO DE LAS CONDICIONES BAJO LAS CUALES SE REALICE ESTA OPERA---

CIÓN DE REMOCIÓN DE GASES A PARTIR DE UNA SOLUCIÓN LÍQUIDA. LOS PROCEDIMIENTOS DE DESGASIFICACIÓN FÍSICA DE MAYOR APLICACIÓN SON:

- DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA,
- DESGASIFICACIÓN A VACÍO,
- DESGASIFICACIÓN TÉRMICA A PRESIÓN, Y
- DESGASIFICACIÓN POR ADSORCIÓN.

A CONTINUACIÓN DESCRIBIMOS BREVEMENTE CADA UNO DE LOS PROCESOS DE DESGASIFICACIÓN FÍSICA.

1.4.1. DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA.

LA DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA CONSISTE EN LA REMOCIÓN DE GASES A PRESIÓN AMBIENTE, YA SEA A CIELO ABIERTO Ó CON TIRO FORZADO. ESTA MODALIDAD DE DESGASIFICADO, A LA QUE ALGUNOS AUTORES SE REFIEREN COMO "AEREAÇÃO" ———, ES MUY ÚTIL PARA ELIMINAR CUALQUIER GAS CUYA CONCENTRACIÓN EN EL LÍQUIDO SEA MAYOR QUE LA DE EQUILIBRIO A PRESIÓN ATMOSFÉRICA. POR LO TANTO, EL CONTENIDO DE OXÍGENO DISUELTO EN EL AGUA A LA SALIDA DE UN DESGASIFICADOR ATMOSFÉRICO TIENDE A ALCANZAR EL VALOR DE LA CONCENTRACIÓN DE EQUILIBRIO DE ESTE GAS A LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA IMPERANTE.

PARA EVITAR CONFUSIONES, ESTABLECEREMOS QUE LA DIFERENCIA ENTRE LA AEREAÇÃO Y LA DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA CONSISTE EN LO SIGUIENTE:

- LA AEREAÇÃO IMPLICA LA INTRODUCCIÓN DE AIRE EN EL AGUA, Y;
 - LA DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA IMPLICA ATOMIZAR O ESPREAR EL AGUA EN EL SENO DEL AIRE, O BIEN FLUIDIZAR EL AGUA CON AIRE ABUNDANTE.
- NO OBSTANTE ESTAS DIFERENCIAS, BAJO AMBAS FORMAS SE PUEDE DESGASIFICAR UN LÍQUIDO A PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

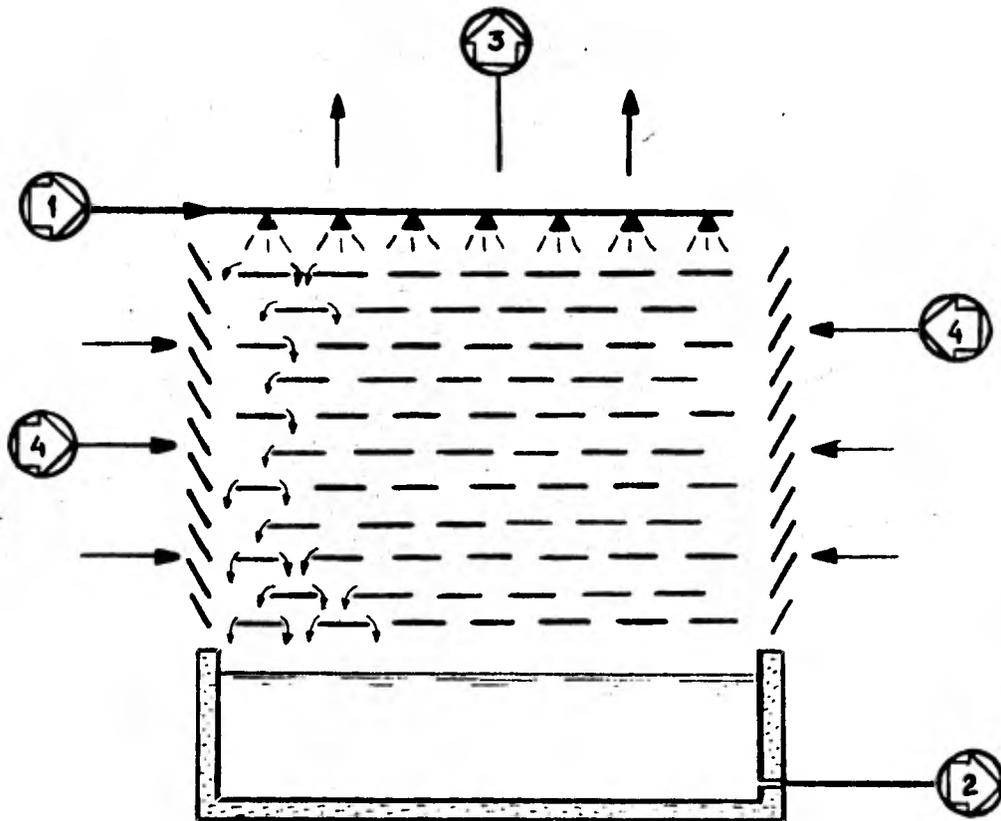
EL TÉRMINO DE "AERACIÓN" ALLUDIDO POR ALGUNOS AUTORES Y ESPECIALISTAS, SE JUSTIFICA SI CONSIDERAMOS QUE DURANTE ESTE PROCESO EL LÍQUIDO PROBLEMA SE PONE EN CONTACTO CON EL AIRE A FIN DE QUE LAS CONCENTRACIONES DE LOS GASES DISUELTOS DISMINUYAN, APROXIMÁNDOSE A LAS CONDICIONES DE EQUILIBRIO A PRESIÓN AMBIENTE, POR EFECTO DEL GRADIENTE ENTRE LAS PRESIONES PARCIALES DE LOS GASES EN EL LÍQUIDO QUE SE ALIMENTA AL DESGASIFICADOR ATMOSFÉRICO Y LAS QUE ÉSTOS PUEDEN EJERCER EN EL AIRE A LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

EN LOS DESGASIFICADORES ATMOSFÉRICOS ABIERTOS, EL AGUA SE DIVIDE EN PELÍCULAS O GOTAS SUJETAS A LA ACCIÓN DEL AIRE INTRODUCIDO POR EL VIENTO O LAS CORRIENTES DE AIRE QUE PASAN POR LAS ABERTURAS LATERALES DEL EQUIPO. GENERALMENTE EL EMPAQUE DE UN EQUIPO DE ESTE TIPO ES DE ROCIADO, CON TABLAS O CINTAS SUPERPUESTAS ESPACIADAMENTE Y TRASLAPADAS. VÉASE LA FIGURA 1-04, DONDE SE MUESTRA UN DESGASIFICADOR ABIERTO.

LOS DESGASIFICADORES ATMOSFÉRICOS DE TIRO FORZADO NO TIENEN ABERTURAS LATERALES, Y EL AIRE SE INTRODUCE ARTIFICIALMENTE POR LA PARTE DE ABAJO DEL SOPORTE DEL EMPAQUE, SIRVIÉNDOSE DE UN VENTILADOR. EL EMPAQUE PUEDE SER A BASE DE ANILLOS RASCHIG, TELLERETTES, SILLAS DE MONTAR, ETC. EL AIRE FLUYE A CONTRACORRIENTE A TRAVÉS DE LA CAMA EMPACADA, Y SALE A LA ATMÓSFERA POR LA PARTE SUPERIOR DEL EQUIPO. CON ESTOS DESGASIFICADORES SE OBTIENE UNA REMOCIÓN MÁS EFECTIVA DE LOS GASES QUE CON LOS DE TIPO ABIERTO. VÉASE LA FIGURA 1-05, DONDE SE MUESTRA UN APARATO DE ESTE TIPO.

UN TERCER TIPO DE APARATOS PARA LA DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA LO CONSTITUYE EL AEREADOR, EL CUAL CONSISTE EN UN TANQUE O -

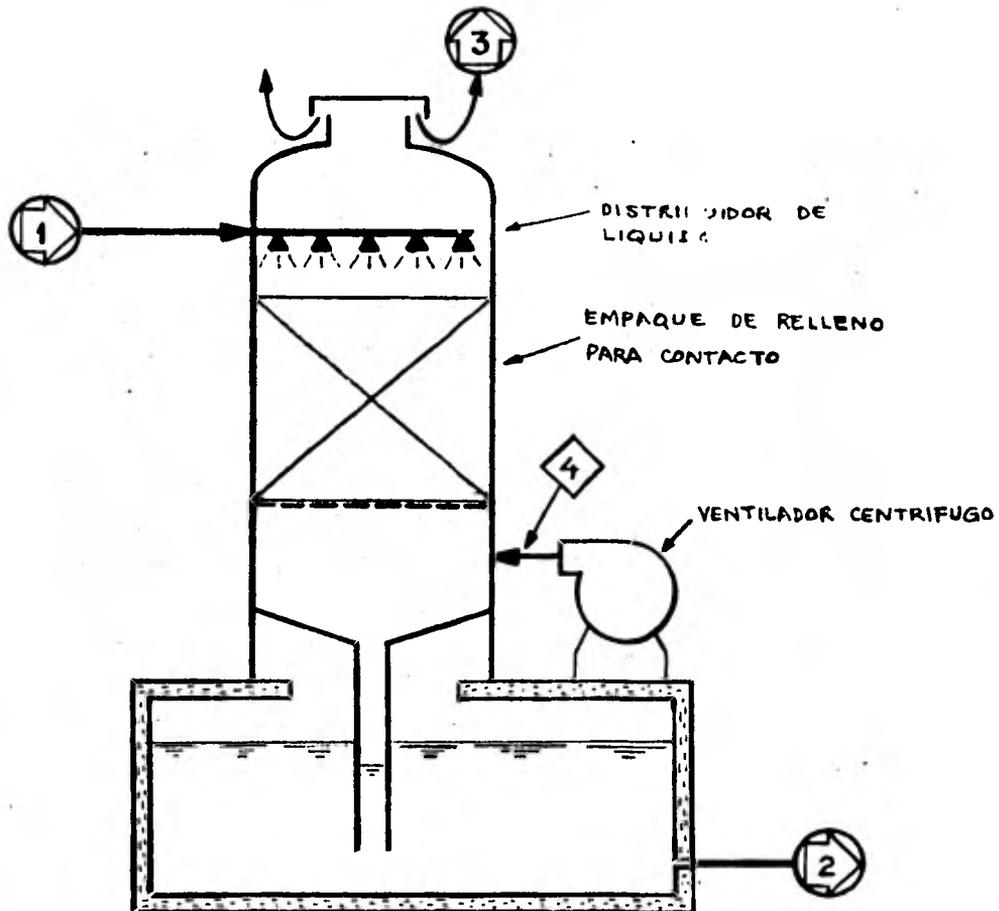
DESGASIFICADOR ATMOSFERICO ABIERTO O DE
TIRO NATURAL.



CORRIENTE	FLUIDO
1	LIQUIDO A DESGASIFICAR
2	LIQUIDO DESGASIFICADO
3	GASES Y VAPOR
4	AIRE DE LA ATMOSFERA

FIGURA 1 - 04

DESGASIFICADOR ATMOSFERICO DE TIRO FORZADO



<u>CORRIENTE</u>	<u>FLUIDO</u>
1	LIQUIDO A DESGASIFICAR
2	LIQUIDO DESGASIFICADO
3	GASES Y VAPOR
4	AIRE FORZADO

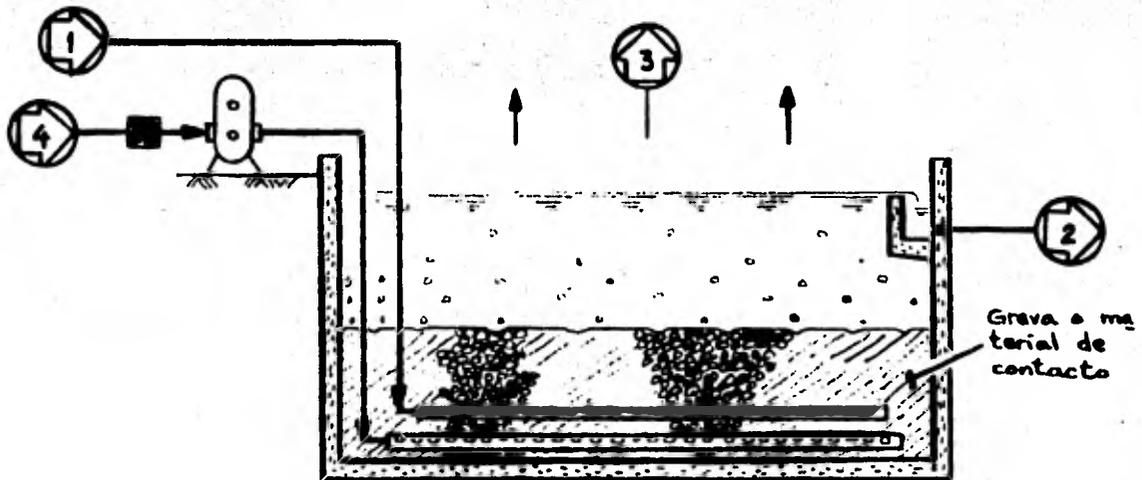
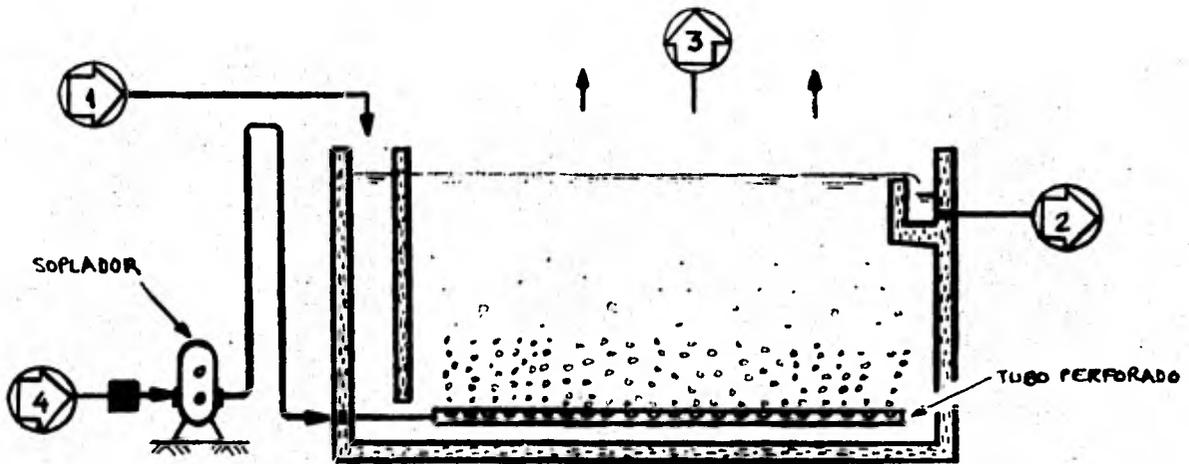
FIGURA 1-05

RECIPIENTE ABIERTO, PROVISTO DE UN SISTEMA O RED SUMERGIDA DE TUBOS PERFORADOS QUE FUNGEN COMO DISTRIBUIDORES DE AIRE, BURBUJEÁNDOLO -- DESDE EL FONDO DEL AGUA. ESTOS EQUIPOS SE UTILIZAN MUY POCO, DEBIDO A ALGUNAS DESVENTAJAS QUE TIENEN, POR EJEMPLO:

- SE REQUIERE DE UN TIEMPO DE RETENCIÓN MUY GRANDE, POR LO QUE -- ESTOS TANQUES AEREADORES OCUPAN MUCHO ESPACIO.
- EL HECHO DE TENER UN TANQUE ABIERTO OCASIONALMENTE ACARREA PROBLEMAS DE CONTAMINACIÓN CON EL POLVO, BASURA, INSECTOS Y OTROS MATERIALES INCONVENIENTES.
- YA SEA QUE EL RECIPIENTE ESTÉ CONSTRUIDO SOBRE EL NIVEL DEL PISO O ENTERRADO, SON INDISPENSABLES LAS MEDIDAS DE SEGURIDAD -- PERTINENTES: BARANDALES, ESCALERILLAS, ETC.
- EL EQUIPO DE BOMBEO DE AIRE ES COSTOSO Y GENERALMENTE CONSISTE EN SOPLADORES DE LÓBULOS (UNA UNIDAD), CUYA FABRICACIÓN EN MÉXICO AÚN ES MUY CONFLICTIVA (TIEMPOS DE ENTREGA PROLONGADOS). EN CAMBIO LOS DESGASIFICADORES ATMOSFÉRICOS DE TIRO FORZADO -- UTILIZAN VENTILADORES DE BAJO COSTO, MENOR CABALLAJE Y DE CONSTRUCCIÓN MUY SIMPLE -- REQUIRIENDO DE MENOR ATENCIÓN PERIÓDICA O MANTENIMIENTO.
- MAYORES COSTOS DE INVERSIÓN Y DE MANTENIMIENTO Y OPERACIÓN, EN VIRTUD DE LOS ANTERIORES PUNTOS, YA QUE UN SISTEMA DE ESTE TIPO NO PUEDE SER INTEGRADO COMO EQUIPO PAQUETE:

EN LAS FIGURAS 1-06 Y 07 SE MUESTRAN TANQUES AEREADORES, UNO -- DE DISEÑO SIMPLE, Y EL OTRO COMBINADO CON PRE-DESGASIFICACIÓN POR GOTEÓ.

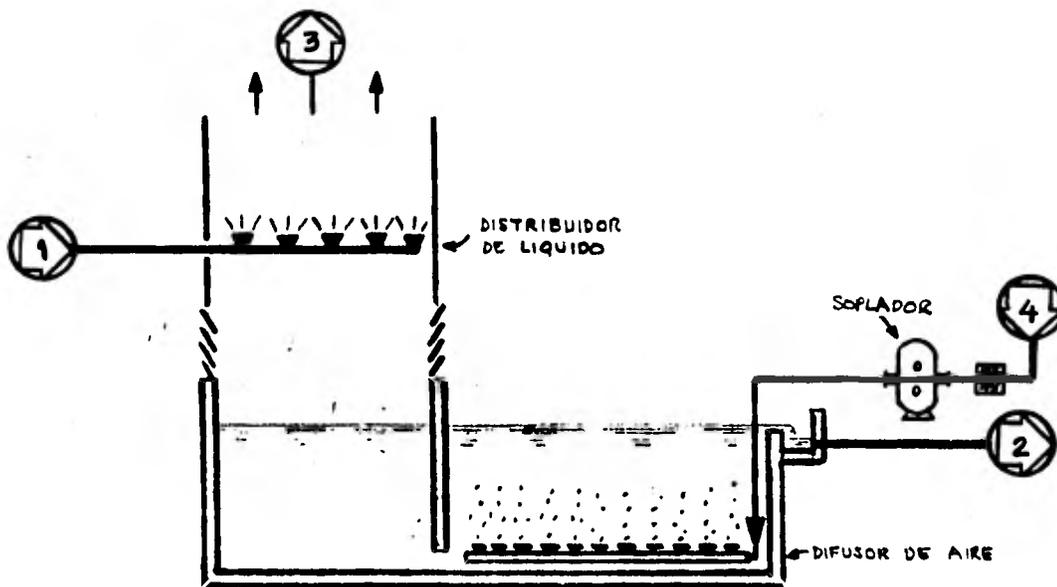
SISTEMAS TÍPICOS DE AEREAÇÃO POR BURBUJEIO



<u>CORRIENTE</u>	<u>FLUIDO</u>
1	LIQUIDO A AEREAR
2	LIQUIDO AEREAO
3	GASES
4	AIRE

FIGURA 1 - 06

SISTEMA DE AERACION COMBINADA CON PRE-DESGASIFICACION
POR GOTEO.



<u>CORRIENTE</u>	<u>F L U I D O</u>
1	LIQUIDO A AEREAR
2	LIQUIDO AEREADO
3	GASES Y VAPOR
4	AIRE

F I G U R A 1 - 0 7

LOS EQUIPOS DE DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA ENCUENTRAN UNA GRAN APLICACIÓN EN EL CAMPO DEL TRATAMIENTO DE AGUAS Y LA CONTAMINACIÓN AMBIENTAL. LOS GASES QUE PUEDEN ELIMINARSE DEL AGUA, MEDIANTE ESTOS EQUIPOS, SON: CO_2 , H_2S , NH_3 , CH_4 Y N_2 , PRINCIPALMENTE. ADEMÁS, DEBIDO AL CONTACTO QUE INFLUYEN AL AGUA CON EL AIRE, TAMBIÉN SON UTILIZADOS EN LA OXIDACIÓN DEL FIERRO DEL AGUA, HACIÉNDOLO PASAR DE IÓN FERROSO A FÉRRICO, ASÍ COMO DEL MANGANESO EN FORMA SIMILAR.

LOS DESGASIFICADORES ATMOSFÉRICOS SE USAN TAMBIÉN PARA REDUCIR EL SABOR Y EL OLOR DEL AGUA, OPERACIÓN EN LA CUAL SE PONEN EN JUEGO TANTO LA ACCIÓN OXIDANTE DEL AIRE QUE SE PONE EN CONTACTO, COMO LA ACCIÓN FÍSICA PRODUCIDA POR EL DESGASIFICADOR.

VEAMOS, PUES, QUE UN DESGASIFICADOR ATMOSFÉRICO NO SÓLO PUEDE PRODUCIR EN EL AGUA UN EFECTO PURAMENTE FÍSICO, SINO QUE TAMBIÉN ES POSIBLE OBTENER CAMBIOS QUÍMICOS EN EL LÍQUIDO COMO CONSECUENCIA YA SEA DEL CONTACTO QUE TIENE EL AGUA CON EL AIRE (OXIDACIÓN DE FIERRO Y MANGANESO) O BIEN DEBIDO A LA RESTAURACIÓN DEL EQUILIBRIO QUÍMICO DEL AGUA CUANDO SE ELIMINAN GASES QUE, DISUELTOS EN ELLA, SON ESPECIES IÓNICAS DE CIERTA IMPORTANCIA (POR EJEMPLO EL CO_2 QUE, AL SER ELIMINADO DEL AGUA HACE QUE EL PH AUMENTE).

ASÍ, EN LA ELIMINACIÓN DEL CO_2 O DEL CH_4 , EL EFECTO DE LA DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA ES PURAMENTE FÍSICO. EL AIRE INTRODUCIDO SE DISUELVE EN EL AGUA (EL CONTENIDO DE O_2 AUMENTA EN VEZ DE DISMINUIR) Y, AL REDUCIR LA PRESIÓN PARCIAL DEL CO_2 O CH_4 SEGÚN EL CASO, OBLIGA A ESTOS GASES A SALIR DE LA SOLUCIÓN. LA REMOCIÓN DEL CO_2 TRAE COMO RESULTADO UN AUMENTO EN EL PH DEL AGUA EQUIVALENTE A LO QUE SE SEPARA DE H_2CO_3 DE LA SOLUCIÓN.

LA REMOCIÓN DE CO_2 DEL AGUA ES MUY IMPORTANTE EN LAS -
INSTALACIONES O FACILIDADES PARA LAS CASAS DE FUERZA, SOBRE TODO
EN LAS PLANTAS DESMINERALIZADORAS POR INTERCAMBIO IÓNICO. EN DI-
CHAS PLANTAS LA ALCALINIDAD PUEDE ELIMINARSE CASI TOTALMENTE EN -
FORMA DE CO_2 DEL AGUA DECATIONIZADA, DONDE LOS CATIONES ESTÁN SUS-
TITUIDOS POR H^+ Y POR LO TANTO TODOS LOS ANIONES PASAN A SER ÁCI-
DOS DISOCIADOS, DE LOS CUALES TODA LA ALCALINIDAD SE CONVIERTE EN
 H_2CO_3 INESTABLE, EL CUAL PUEDE SER ELIMINADO COMO CO_2 .

LA ELIMINACIÓN DEL H_2S POR EL PROCEDIMIENTO EN CUESTIÓN
ES ESENCIALMENTE MECÁNICA, Y, A LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN (AM-
BIENTE), LA OXIDACIÓN DEL H_2S ES TAN LENTA QUE SE PUEDE DESPRECIAR.
SIN EMBARGO, CON MUCHA FRECUENCIA SE DA EL CASO DE QUE LA DESGASI-
FICACIÓN ATMOSFÉRICA NO DA EL RENDIMIENTO DE ELIMINACIÓN ESPERADO,
POR LO QUE EN VEZ DE APLICARSE AIRE SE INYECTAN GASES DE COMBUS-
TIÓN, LOS CUALES SON RICOS EN CO_2 . EL CO_2 DE ESTOS GASES SE DI-
SUELVE EN EL AGUA Y HACE QUE DISMINUYA EL PH LO SUFICIENTE PARA --
QUE EL H_2S SEA LIBERADO. EMPLEANDO ESTE MÉTODO ES NECESARIO ELIMI-
NAR EL CO_2 UTILIZANDO OTRO DESGASIFICADOR ATMOSFÉRICO CON INYEC-
CIÓN DE AIRE (DESCARBONATADOR); ESTA SITUACIÓN SE PUEDE VER EN LA
FIGURA 1-08.

POR OTRO LADO, EN LA ELIMINACIÓN DE FIERRO Y MANGANESO
POR EL MÉTODO QUE NOS OCUPA, LA ACCIÓN LA TIENE PRINCIPALMENTE EL
OXÍGENO DEL AIRE, OXIDANDO A LOS COMPUESTOS FERROSOS Y MANGANOSOS
SOLUBLES EN EL AGUA PARA CONVERTIRLOS EN LAS CORRESPONDIENTES SA-
LES FÉRRICAS Y MANGÁNICAS, LAS CUALES SON PRACTICAMENTE INSOLUBLES.

EN EL CASO DEL MANGANESO, QUE REQUIERE UNA OXIDACIÓN EFICIENTE PARA PODER PRECIPITAR, SE RECOMIENDA ELEVAR EL PH DEL AGUA - DOSIFICANDO SOSA O SODA ASH, E INCLUSIVE CONTAR CON LA PRESENCIA DE UN CATALIZADOR POR EJEMPLO, ÓXIDO DE MANGANESO.

DIAGRAMA DE FLUJO DE UN SISTEMA TÍPICO PARA ELIMINACIÓN DE H₂S DE AGUAS INDUSTRIALES POR ARRASTRE CON GASES DE CHIMENCA Ó CO₂ Y DEPURACIÓN FINAL CON AIRE.

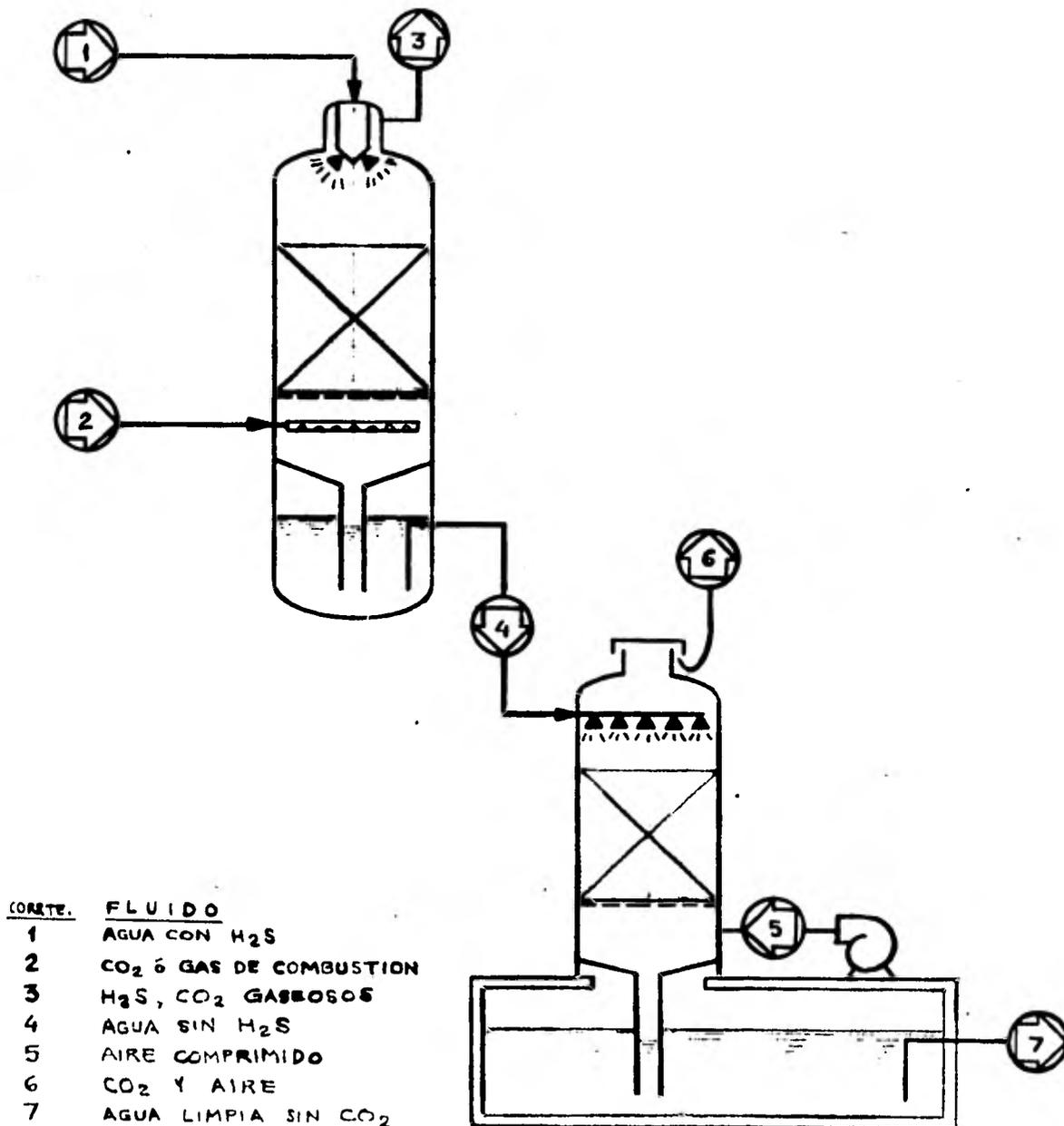


FIGURA 1-08

1.4.2. DESGASIFICACIÓN A VACÍO.

LA DESGASIFICACIÓN A VACÍO CONSISTE EN LA ELIMINACIÓN DE LOS GASES DISUELTOS EN UN LÍQUIDO POR MEDIO DE UNA REDUCCIÓN EN LA PRESIÓN TOTAL DEL SISTEMA, HASTA MANTENER UN CIERTO VACÍO EN EL QUE SÓLO PERSISTA UNA LIGERA PRESIÓN PARCIAL DE LOS GASES A ELIMINAR, - LLEGANDO A UN PUNTO PRÓXIMO A LAS CONDICIONES DE SATURACIÓN DEL VAPOR CORRESPONDIENTE.

POR LO TANTO, LA PRESIÓN DE OPERACIÓN DE UN DESGASIFICADOR DE VACÍO DEBE SER IGUAL A LA SUMA DE LA PRESIÓN DE VAPOR DEL LÍQUIDO, A LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN, MÁS LA PRESIÓN PARCIAL QUE PUEDE EJERCER EL GAS PROBLEMA A LA CONCENTRACIÓN QUE SE DESEA OBTENER A LA SALIDA DEL EQUIPO. EN LA PRÁCTICA, SE TIENE QUE EL CÁLCULO DE LA PRESIÓN A LA CUAL DEBE OPERAR UN EQUIPO DE DESGASIFICACIÓN A VACÍO, DEBE TOMAR EN CUENTA UNA PRESIÓN PARCIAL DEL GAS DISUELTO CUYO VALOR SEA SIEMPRE MENOR AL CORRESPONDIENTE A LA CONCENTRACIÓN MÁXIMA DE GAS TOLERABLE EN SOLUCIÓN A LA SALIDA DEL EQUIPO COMO MEDIDA DE SEGURIDAD.

ESTA OPERACIÓN PRESENTA VENTAJAS SUSTANCIALES RESPECTO A LA DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA, SOBRE TODO EN EFICIENCIA, PUES PERMITE LA REMOCIÓN DEL OXÍGENO ADEMÁS DEL CO_2 QUE SE HALLE DISUELTO. EL CONTENIDO DE ESTOS GASES DISUELTOS EN UN LÍQUIDO DESGASIFICADO A VACÍO ES SENSIBLEMENTE INFERIOR AL DE UN AGUA DESGASIFICADA ATMOSFÉRICAMENTE, YA QUE EL DESGASIFICADO A VACÍO DISMINUYE LA CONCENTRACIÓN DE EQUILIBRIO QUE DICHS GASES PRESENTAN A PRESIÓN AM-

BIENTE, LLEGANDO A ALCANZAR LAS CONDICIONES DE SATURACIÓN.

AUNQUE UN EQUIPO DESGASIFICADOR A VACÍO PUEDE SER OPTIMIZADO CON INYECCIÓN DE VAPOR DE BAJA PRESIÓN PARA CALENTAMIENTO, LO MÁS GENERALIZADO EN ESTOS APARATOS ES QUE LA DESGASIFICACIÓN SE LLEVE A CABO EN FRÍO, REQUIRIENDO DE VACÍOS MÁS SEVEROS SEGÚN LA CONCENTRACIÓN QUE DEBA GARANTIZARSE EN EL EFLUENTE Y SEGÚN LA TEMPERATURA MISMA DEL AGUA CRUDA. (*)

LOS DESGASIFICADORES DE VACÍO EN FRÍO HAN IDO ENCONTRANDO MUCHAS APLICACIONES EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS INDUSTRIALES CONTENIENDO GASES CONTAMINANTES QUE PUEDAN INTERFERIR CON UN PROCESO QUÍMICO O QUE SEAN RESPONSABLES DE LA CORROSIÓN.

EXISTEN VARIOS DISEÑOS ALTERNATIVOS DE EQUIPOS DESGASIFICADORES DE VACÍO. LAS VARIACIONES EN ESTOS TIPOS DE APARATOS DEPENDEN ESENCIALMENTE DE LAS CONDICIONES A LAS CUALES DEBERÁN TRABAJAR, ESTABLECIENDO LA NECESIDAD O NO DE DISEÑAR EL DESGASIFICADOR CON DOS O MÁS ETAPAS, DE UTILIZAR O NO VAPOR PARA CALENTAMIENTO, DE CONTAR O NO CON TANQUE DE ALMACENAMIENTO INTEGRADO, ETC. ESTAS OPCIONES SON FIJADAS PROPIAMENTE PARA LAS NECESIDADES Y FACILIDADES QUE SE TENGAN. POR EJEMPLO, SI EN LA PLANTA DONDE SE REQUIERA EL DESGASIFICADOR DE VACÍO NO HAY CALDERA, LO MÁS INDICADO SERÍA QUE EL VACÍO FUERA GENERADO MEDIANTE EL USO DE UNA BOMBA ADECUADA, YA SEA ROTATORIA (DE PALETAS, DE ANILLO LÍQUIDO Ó CON SELLO DE ACEITE) Ó RECÍPROCANTE (DE PISTÓN), PERO SI SE CUENTA CON CALDERA LO MÁS ECONÓMICO Y FUNCIONAL SERÍA EL USO DE EYECTORES DE VAPOR. LA CONVENIENCIA DE SEPARAR EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LA TORRE DESGASIFICA--

(*) EL TÉRMINO "AGUA CRUDA" SE UTILIZARÁ EN ESTE TRABAJO PARA DENOTAR TODA AQUELLA AGUA QUE VAYA A SER SUJETA A ALGÚN TRATAMIENTO, CUALQUIERA QUE ÉSTE SEA.

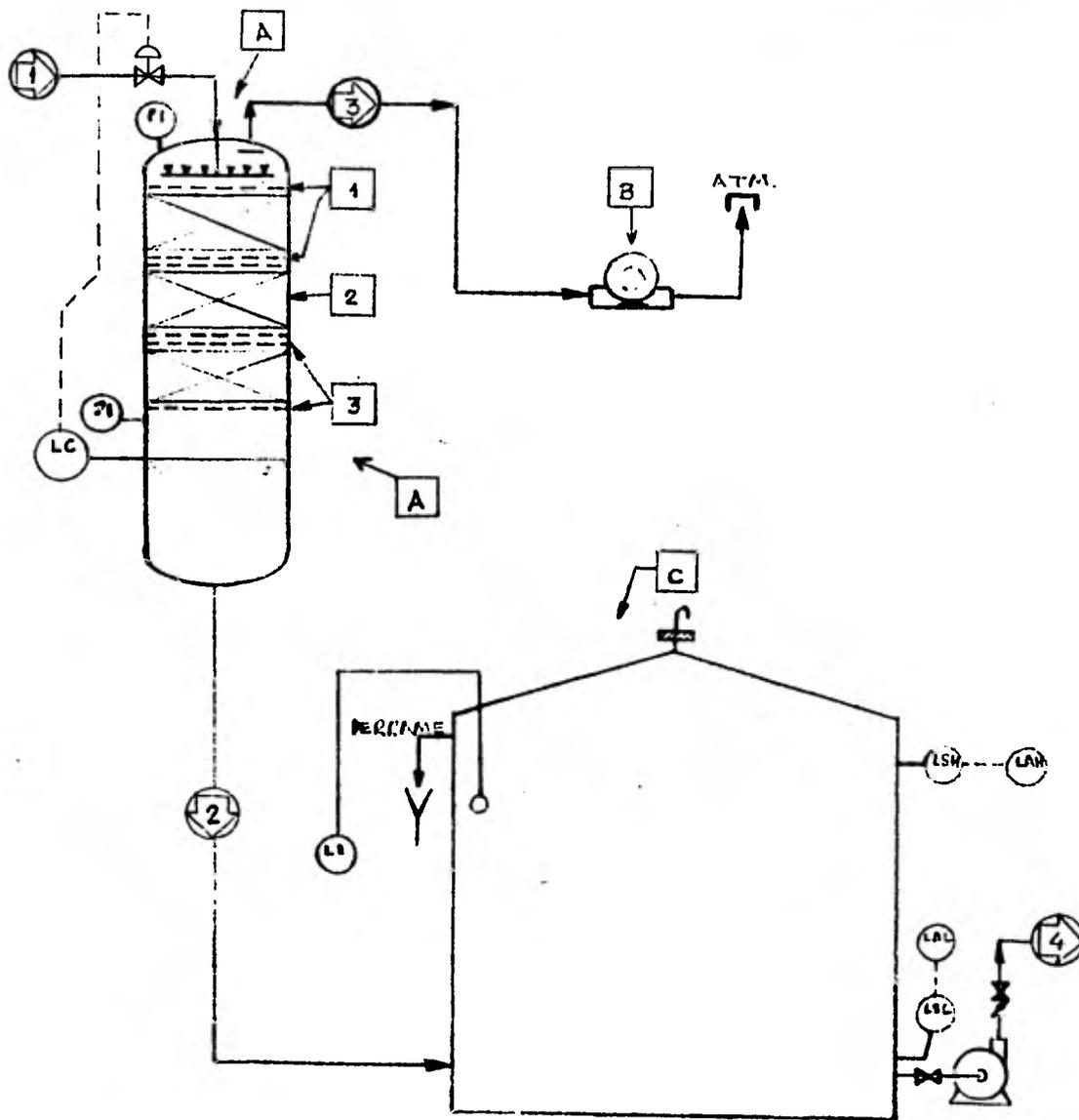
DORA DEPENDE DE LO GRAVOSO O AÚN PROHIBITIVO QUE RESULTE LA CONSTRUCCIÓN, LA FUNCIONALIDAD, EL TRANSPORTE Y EL MONTAJE DE UN EQUIPO DEMASIADO VOLUMINOSO. LAS FIGURAS 1-09, 10 Y 11 MUESTRAN ESQUEMAS DE DIVERSOS TIPOS DE DESGASIFICADORES DE VACÍO.

1.4.3. DESGASIFICACIÓN TÉRMICA O A PRESIÓN.

LA DESGASIFICACIÓN TÉRMICA CONSISTE EN LA ELIMINACIÓN DE GASES DISUELTOS EN UN LÍQUIDO MEDIANTE UNA ELEVACIÓN DE TEMPERATURA HASTA ALCANZAR UNAS CONDICIONES PRÓXIMAS A LA SATURACIÓN. ESTA OPERACIÓN PUEDE LLEVARSE A CABO A PRESIÓN, Y EL MEDIO DE CALENTAMIENTO PUEDE SER, EN EL CASO DEL AGUA Y DE ALGUNOS PRODUCTOS ALIMENTICIOS, VAPOR DE BAJA PRESIÓN SATURADO-SECO O EXHAUSTO.

LA DESGASIFICACIÓN TÉRMICA SE RECOMIENDA COMO UNO DE LOS PROCEDIMIENTOS MÁS SEGUROS Y CONFIABLES PARA ELIMINAR EL O_2 Y EL CO_2 DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS DE ALTA PRESIÓN. SU USO ESTÁ AMPLIAMENTE JUSTIFICADO SI SE TOMA EN CUENTA QUE, PARA SISTEMAS DE FUERZA RELATIVAMENTE GRANDES, LA DEAERACIÓN TÉRMICA DEL AGUA PROPORCIONA EL TRATAMIENTO ADECUADO CONTRA LOS GASES CORROSIVOS, FACILITA LA MEZCLA Y PRECALENTAMIENTO DEL AGUA FRÍA DE REPUESTO Y EL RETORNO DE LOS CONDENSADOS, E INCLUSIVE PERMITE QUE LAS BOMBAS DE ALIMENTACIÓN CUENTEN CON UN ALMACENAMIENTO ADECUADO EN LA SUCCIÓN.

SISTEMA DE DEGASIFICACION AL VACIO CON BOMBA DE VACIO Y TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEGASIFICADA SEPARADO.

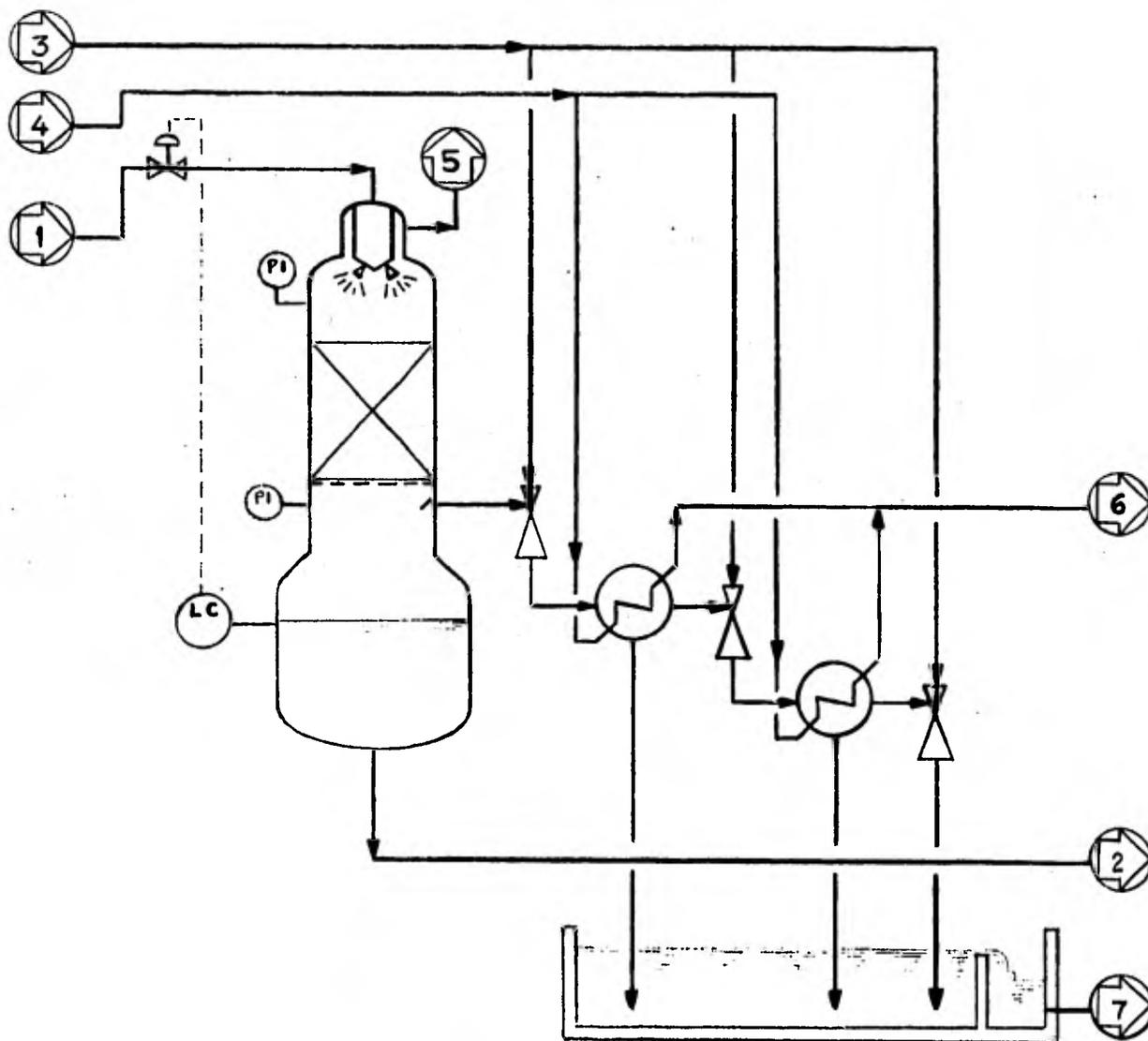


- ④ AGUA A DEGASIFICAR
- ② AGUA DEGASIFICADA
- ③ SUCCION / BOMBA DE VACIO
- ④ SUMINISTRO AGUA DEGASIFICADA

- A DEAERADOR AL VACIO
- B BOMBA DE VACIO
- C TANQUE ALMACENAM. AGUA DEGASIFICADA
- 1 CHAROLAS DISTRIBUIDORAS
- 2 EMPAQUE DE TABULAS
- 3 PLATOS DE SOPORTE

FIGURA 1 - 09

SISTEMA DE DEGASIFICACION AL VACIO CON EYECTORES DE VAPORES EN 3 ETAPAS

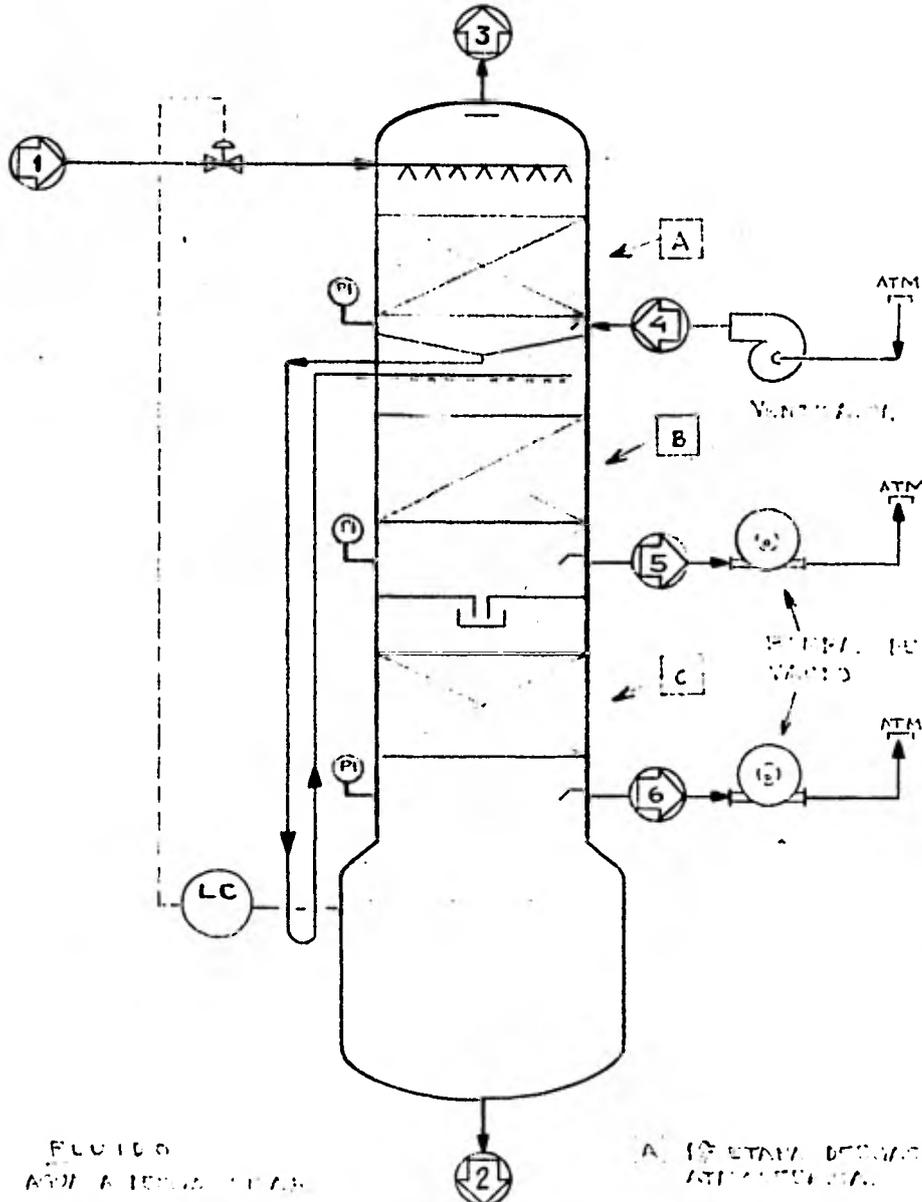


CORRIENTE F L U I D O

- 1 AGUA A DEGASIFICAR
- 2 AGUA DEGASIFICADA
- 3 VAPOR
- 4 SUMINISTRO - AGUA DE ENFRIAMIENTO
- 5 VENTEO
- 6 RETORNO - AGUA DE ENFRIAMIENTO
- 7 AGUA USADA DE SELLO

F I G U R A 1 - 1 0

SISTEMA DE DESGASIFICACION COMBINADA - ATMOSFERICA
Y AL VACIO EN 3 ETAPAS.



- | NUMERO | FLUIDO |
|--------|--|
| 1 | AGUA A TRAVES DEL TANQUE |
| 2 | AGUA DESGASIFICADA |
| 3 | VENTILADOR |
| 4 | BOMB. DE VACIO EN ETAPA |
| 5 | BOMB. DE VACIO EN ETAPA 2 ^a ETAPA |
| 6 | BOMB. DE VACIO EN ETAPA 3 ^a ETAPA |

- | | |
|---|---|
| A | 1 ^a ETAPA DESGASIFICACION A PRESION ATMOSFERICA |
| B | 2 ^a ETAPA DESGASIFICACION AL VACIO CON $P_B = X$ |
| C | 3 ^a ETAPA DESGASIFICACION A PRESION ATMOSFERICA |

FIGURA 1-11

SABEMOS QUE TANTO EL OXÍGENO COMO EL BIÓXIDO DE CARBONO PUEDEN OCASIONAR LA CORROSIÓN DEL ACERO, SOBRE TODO SI EL AGUA QUE LOS TRAE DISUELTOS SE ENCUENTRA A ALTA TEMPERATURA. DE HECHO, SE HA COMPROBADO QUE ESTAS CORROSIONES SON MÁS SEVERAS ENTRE MAYOR SEA LA PRESIÓN DE OPERACIÓN DE LA CALDERA Y ENTRE MÁS PURA SEA EL AGUA DE ALIMENTACIÓN.

LA DEAERACIÓN TÉRMICA DEL AGUA PUEDE EFECTUARSE A UNA PRESIÓN LIGERAMENTE MAYOR DE LA ATMOSFÉRICA O BIEN A PRESIONES MAYORES, EN FUNCIÓN DE LA PRESIÓN DE OPERACIÓN DE LA CALDERA Y DE LA ECONOMÍA QUE ESTO REPRESENTA PARA EL SISTEMA.

LAS VENTAJAS QUE REPORTA LA DEAERACIÓN TÉRMICA A PRESIÓN CONSISTEN EN QUE SE PUEDEN LOGRAR PRÁCTICAMENTE TODAS LAS CONDICIONES FAVORABLES PARA LA ELIMINACIÓN DE LOS GASES, COMO SON:

- DE ACUERDO CON LA CURVA DE SOLUBILIDAD DEL AGUA, SE PUEDE TRABAJAR EN LA REGIÓN DE BAJA SOLUBILIDAD DEL MISMO.
- DE ACUERDO CON LA CURVA DE VISCOSIDAD DEL AGUA, SE PUEDE TRABAJAR EN UNA ZONA DE BAJA VISCOSIDAD, LO CUAL FACILITA MÁS LA TRANSFERENCIA DE LOS GASES DESDE LA FASE LÍQUIDA HACIA LA FASE VAPOR.
- AL TRABAJAR BAJO CONDICIONES PRÓXIMAS A LAS DE SATURACIÓN, SE FORMA UNA ATMÓSFERA RICA EN VAPOR, EN LA CUAL LOS GASES SON FUERTEMENTE DILUIDOS, CON LO QUE SE ABATEN NOTABLEMENTE SUS PRESIONES PARCIALES, DADO QUE LA PRESIÓN TOTAL EN EL INTERIOR DEL EQUIPO ES PRÁCTICAMENTE IGUAL A LA PRESIÓN DE VAPOR A LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN.

- DEBIDO AL MISMO EFECTO DE LA PRESIÓN DE OPERACIÓN LA EVACUACIÓN DE LOS GASES EN LOS DEAERADORES SE PUEDE EFECTUAR CON GRAN FACILIDAD, PREVIA CONDENSACIÓN DE LOS VAPORES ARRASTRADOS.

TAMBIÉN SE TIENEN OTROS FACTORES QUE COADYUVAN BENEFICIOSAMENTE A LA ELIMINACIÓN DE GASES EN UN DEAERADOR TÉRMICO, COMO SON LA AGITACIÓN DEL AGUA, Y EL ÁREA DE CONTACTO ENTRE FASES.

EN EL CAPÍTULO SIGUIENTE SE EXPONDRÁN, LAS BASES TEÓRICAS DE LA DEAERACIÓN TÉRMICA, POR LO QUE AQUÍ NO TRATAREMOS NINGUNA CUESTIÓN DE ESE TIPO CON RESPECTO AL DEAERADOR.

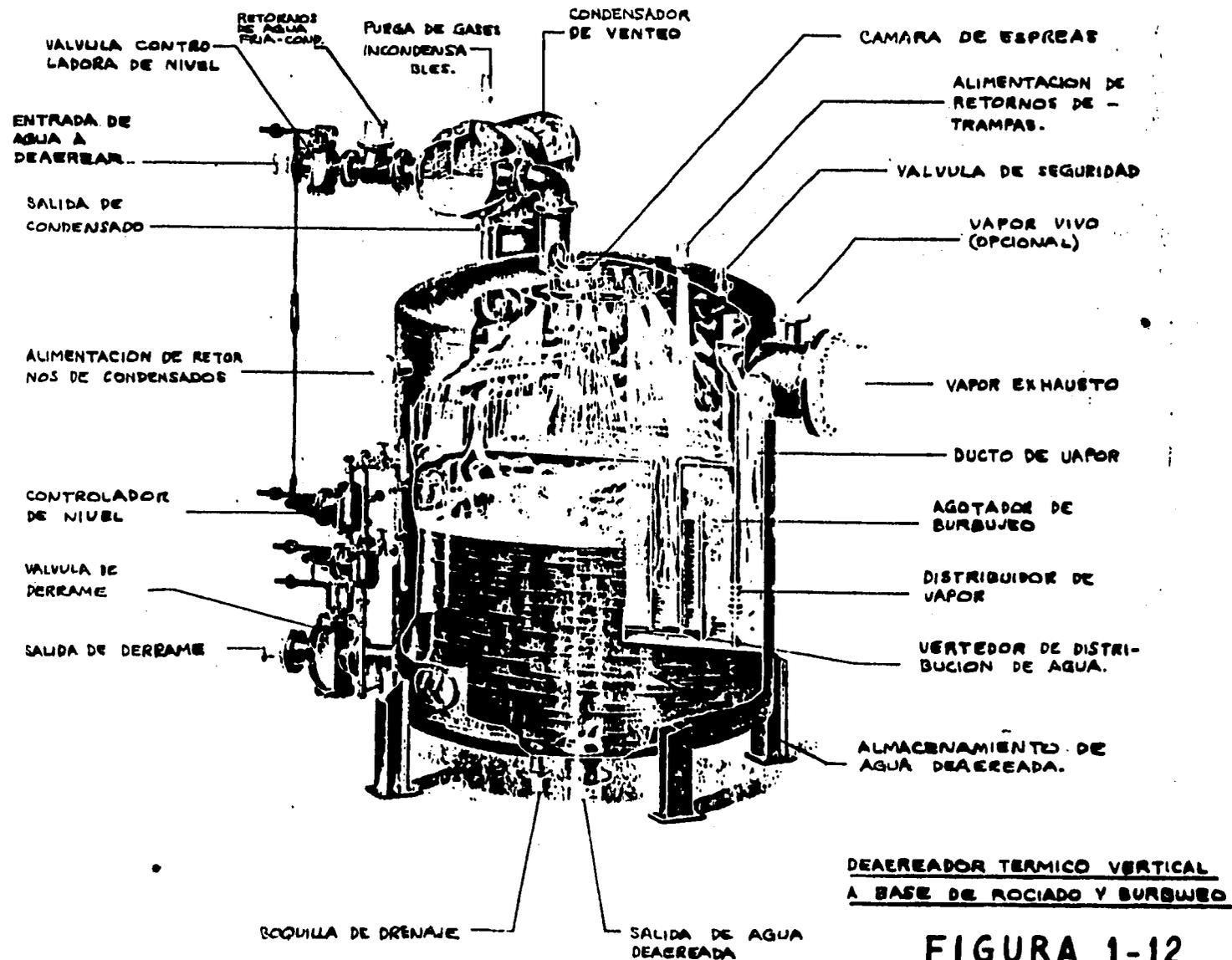
EXISTEN VARIOS TIPOS DE DEAERADORES TÉRMICOS, SEGÚN EL DISEÑO O CONSTRUCCIÓN, LOS CUALES SE DESCRIBEN A CONTINUACIÓN.

EL PRIMER TIPO DE DEAERADOR, EL MÁS SIMPLE O SENCILLO, ES EL DE BURBUJEO, Y CONSISTE EN UN RECIPIENTE VERTICAL EN CUYA PARTE SUPERIOR SE ALIMENTA EL AGUA A UN DIFUSOR CON ESPREAS, PONIÉNDOSE INMEDIATAMENTE EN CONTACTO CON EL VAPOR "EXHAUSTO" DE CALENTAMIENTO. EN LA PARTE MEDIA DEL EQUIPO SE TIENE UNA TOLVA COLECTORA QUE RECIBE A TODA EL AGUA PRECALENTADA Y LA CONCENTRA A UN DUCTO QUE BAJA AL FONDO DE UNA CÁMARA DE BURBUJEO, DONDE EL AGUA ENTRA EN CONTACTO CON EL VAPOR "VIVO" DE CALENTAMIENTO A UN REYNOLDS TURBULENTO. LA CÁMARA DE BURBUJEO DISPONE DE ORIFICIOS EN LA PARTE INFERIOR DE LA PARED COMÚN ENTRE EL AGUA Y EL VAPOR, Y DADA LA ALTURA DE LA MISMA CÁMARA EN TODO EL TIRANTE DEL AGUA CONTENIDA SE MANTIENE EL BURBUJEO POR EL VAPOR "EXHAUSTO DE CALENTAMIENTO" QUE ASCIENDE A LA PARTE SUPERIOR DEL EQUIPO. DE LA CÁMARA DE BURBUJEO, EL AGUA CAE A LA PARTE INFERIOR DEL RECIPIENTE, EN DONDE SE MANTIENE -

UN CIERTO TIRANTE DE AGUA MEDIANTE UN CONTROLADOR DE NIVEL QUE HA CE OPERAR A LA VÁLVULA DE ALIMENTACIÓN DE AGUA. EN LA FIGURA No. 1-12 SE PRESENTA UN DEAERADOR DE ESTE TIPO.

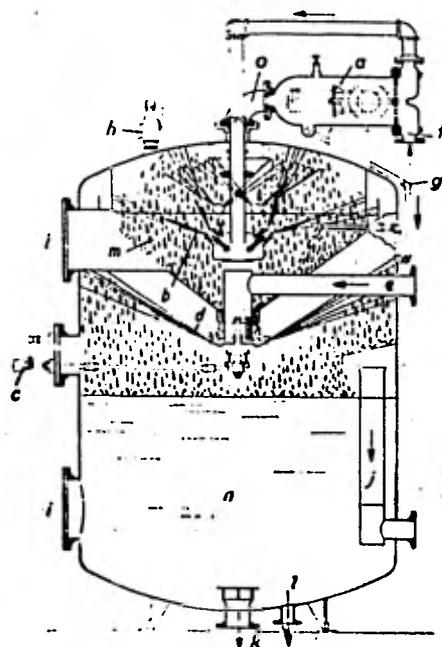
OTRO TIPO DE DEAERADORES TÉRMICOS ES EL DE ATOMIZACIÓN EL CUAL APROVECHA LA ENERGÍA CINÉTICA DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO, PONIENDO AL AGUA EN FORMA DE NIEBLA O AEROSOL A FIN DE TENER UNA INTERFASE AGUA-VAPOR MUY GRANDE. DE HECHO, EL DEAERADOR DE ATOMIZACIÓN ES UN EQUIPO DONDE EL VAPOR, ADEMÁS DE PRECALENTAR AL AGUA ESPREADA DESDE LA PARTE SUPERIOR DEL EQUIPO, DISPERSA EL AGUA EN UNA CHAROLA ESPECIAL, PONIÉNDOLA ASÍ EN COMPLETA EBULLICIÓN Y DE DONDE SE DESPRENDE LA DISPERSIÓN O AEROSOL VAPOR-GASES. ESTOS EQUIPOS REQUIEREN DE UNA CAÍDA DE PRESIÓN CONSIDERABLE EN EL VAPOR DE CALENTAMIENTO, LA CUAL DEBE CONSERVARSE MÁS O MENOS CONSTANTE DURANTE LA OPERACIÓN AÚN CON LAS VARIACIONES DE GASTO, YA QUE SÓLO EN ESTA FORMA SE GARANTIZA LA EBULLICIÓN Y LA FORMACIÓN DEL AEROSOL ANTES MENCIONADO. VÉASE LA FIGURA 1-13.

LOS DEAERADORES DE PLATOS CONSISTEN EN UNA COLUMNA PROVISTA DE PLATOS O CHAROLAS EN LAS QUE VA CAYENDO EL AGUA, PONIÉNDOSE EN CONTACTO CON UNA CORRIENTE DE VAPOR. ESTOS EQUIPOS PUEDEN SER A CONTRACORRIENTE O A FLUJO CRUZADO, DEPENDIENDO DEL SENTIDO QUE SE LE DÉ AL VAPOR. EL AGUA, ANTES DE ALIMENTARSE AL DOMO O COLUMNA DE PLATOS DEL DEAERADOR, DEBE SER PRECALENTADA HASTA QUE TENGA LA TEMPERATURA DE SATURACIÓN, CON OBJETO DE QUE EL VAPOR DE CALENTAMIENTO TENGA UN FLUJO UNIFORME A TRAVÉS DE LOS PLATOS DEL DEAERADOR.



DEAERADOR TERMICO VERTICAL
A BASE DE ROCIADO Y BURBUJEO

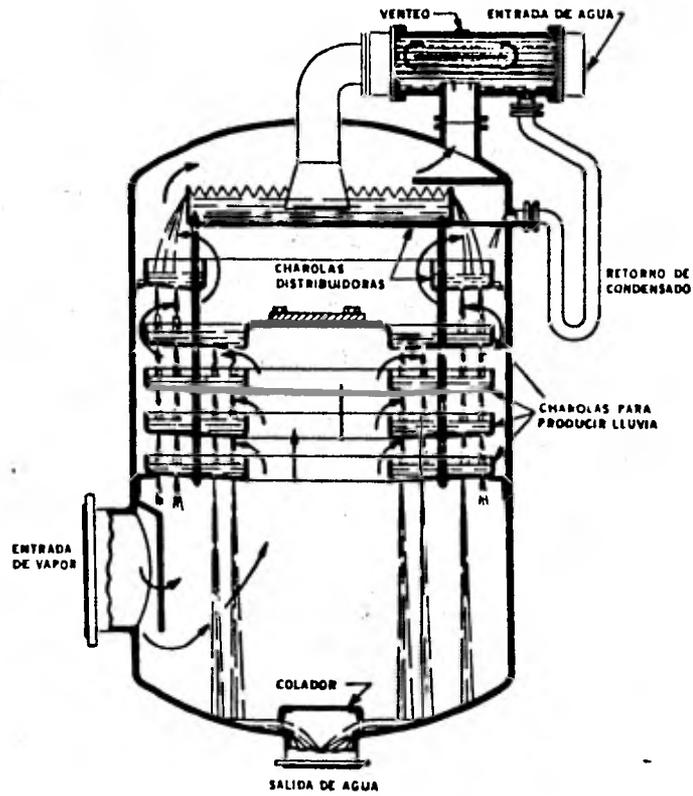
FIGURA 1-12



- a - Condensador de venteo.
- b - Esprea rociadora de agua.
- c - Regulador del resorte de la charola de vapor para atomización.
- d - Chorro de agua atomizada con vapor.
- e - Entrada de vapor.
- f - Entrada de agua a deaerear.
- g - Condensado de venteos, reingreso al deaerador.
- h - Válvula de seguridad.
- i - Registro para inspección
- j - Derrame de sobre-flujo.
- k - Salida de agua deaerada.
- l - Boquilla de drenaje.
- m - Cámara de precalentamiento.
- n - Sección de almacenamiento de agua deaerada.

DEAERADOR TERMICO VERTICAL A BASE DE ATOMIZACION

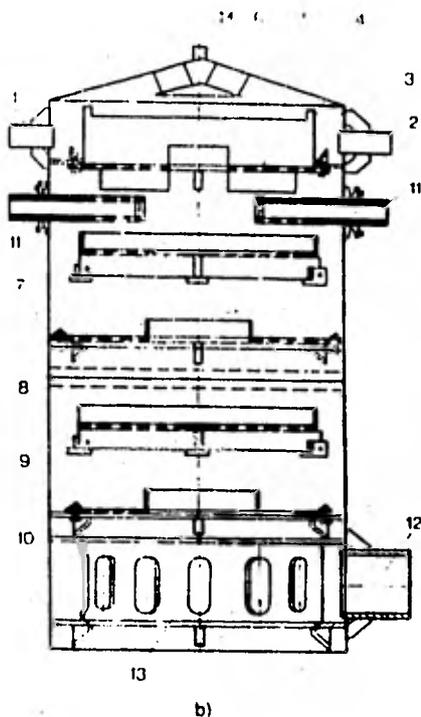
FIGURA 1 - 13



DEAERADOR TERMICO VERTICAL A BASE DE PLATOS

TIPO DE CONTRA-CORRIENTE A FLUJO CRUZADO.

FIGURA 1-14



- 1.- Entrada de agua fría de repuesto, tratada.
- 2.- Entrada de retorno de condensados.
- 3.- Cámara o cavidad de mezclado.
- 4.- Vertedor de agua de alimentación.
- 5 y 7 a 10.- Platos perforados.
- 6.- Garganta en el plato 5 para el paso de vapor en exceso.
- 11.- Entrada de condensados directamente de los cambiadores de calor.
- 12.- Entrada de vapor.
- 13.- Dispositivo distribuidor de vapor.
- 14.- Salida o purga de venteos.

DEAERADOR TERMICO VERTICAL A BASE DE PLATOS PERFORADOS
DEL TIPO DE FLUJO A CONTRA-CORRIENTE COMPLETA.

FIGURA 1-14 BIS

LA VENTAJA DE ESTOS EQUIPOS CONSISTE EN QUE TIENEN LA MAYOR FLEXIBILIDAD DE OPERACIÓN ANTE LAS FLUCTUACIONES DE GASTO Y LA TEMPERATURA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN. VÉASE LA FIGURA 1-14 CORRESPONDIENTE A UN EQUIPO DE PLATOS CON ARREGLO DEL TIPO  CONTRA-CORRIENTE A FLUJO CRUZADO. LA FIGURA 1-14 BIS MUESTRA UN EQUIPO DE PLATOS CON ARREGLO A CONTRA-CORRIENTE COMPLETA.

1.4.4. DESGASIFICACIÓN POR ADSORCIÓN.

LA DESGASIFICACIÓN POR ADSORCIÓN FÍSICA ES UNO DE LOS MÉTODOS MÁS EFICIENTES Y ECONÓMICOS PARA LA ELIMINACIÓN DE CLORO Y DE OLORES Y SABORES EN EL AGUA.

LA NECESIDAD DE ELIMINAR EL CLORO SE PRESENTA, EN EL CASO DE INSTALACIONES CON CALDERAS DE ALTA PRESIÓN, CUANDO EL AGUA PARA ALIMENTACIÓN DE LA CALDERA SE TOMA DE LA CORRIENTE DE AGUA DE SERVICIOS, LA CUAL RECIBE ACONDICIONAMIENTO EN LA PLANTA DE PRETRATAMIENTO (*). COMO ES SABIDO, LA DOSIFICACIÓN DE CLORO EN LOS SISTEMAS DE PRETRATAMIENTO TIENE POR OBJETO LLEVAR A CABO UNA ESTERILIZACIÓN Y UNA OXIDACIÓN DE LA MATERIA ORGÁNICA, A FIN DE PROTEGER DEL "FOULING" O ENSUCIAMIENTO ORGÁNICO, Y DE TODAS LAS MOLESTIAS Y DAÑOS QUE PUEDE OCASIONAR EL CRECIMIENTO DE ALGAS, A LOS EQUIPOS E INSTALACIONES QUE HARÁN USO DEL AGUA DE SERVICIO.

POR OTRO LADO, DEBIDO A QUE LA VELOCIDAD CON QUE REACCIONAN LAS SUSTANCIAS INORGÁNICAS CON EL CLORO ES MUCHO MÁS RÁPIDA QUE LA VERIFICADA CON EL MATERIAL ORGÁNICO, UNA MEDIDA PARA ASEGURAR UNA ADECUADA DESINFECCIÓN Y UNA EFICIENTE OXIDACIÓN DE LA MATERIA ORGÁNICA CONSISTE EN GARANTIZAR UN CIERTO CONTENIDO DE CLORO RESIDUAL DESPUÉS DE UN DETERMINADO TIEMPO DE CONTACTO. LA CONCEN-

(*) EN LA PRÁCTICA COMÚN, EL PRETRATAMIENTO DEL AGUA IMPLICA TODAS LAS OPERACIONES O PROCESOS MEDIANTE LOS CUALES SE OBTIENE EL AGUA DE SERVICIOS. DEPENDIENDO DEL ANÁLISIS FÍSICO-QUÍMICO DEL AGUA CRUDA, YA SEA SUBTERRÁNEA O SUPERFICIAL, EL PRETRATAMIENTO PUEDE CONSISTIR EN LO SIGUIENTE: COAGULACIÓN, SUAVIZACIÓN, CLARIFICACIÓN, FILTRACIÓN, AEREAÇÃO, RECARBONATACIÓN, CLORACIÓN, ETC.

TRACIÓN DE CLORO RESIDUAL SE FIJA NORMALMENTE ENTRE 0.5 Y 1.0 PPM - COMO Cl_2 , Y EL TIEMPO MÍNIMO DE CONTACTO EN 5 Ó 10 MINUTOS. CON ESTA MEDIDA SE SUPONE GARANTIZADA LA PRESENCIA DE CLORO SOBREPASANDO LA DEMANDA DE CLORO DEL AGUA (CANTIDAD DE CLORO NECESARIA PARA REACCIÓN CON LAS SUSTANCIAS REDUCTORAS, TANTO INORGÁNICAS COMO ORGÁNICAS), DANDO LA FUERZA IMPULSORA REQUERIDA PARA LIQUIDAR A LA POBLACIÓN BIOLÓGICA Y OXIDAR A LA MATERIA ORGÁNICA MUERTA. (*).

SIN EMBARGO, CUANDO LA CASA DE FUERZA SE SIRVE DE UNA PLANTA DESMINERALIZADORA PARA EL TRATAMIENTO DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE LA CALDERA, LA CANTIDAD DE CLORO RESIDUAL EN EL AGUA PRETRATADA PUEDE CAUSAR SERIOS DAÑOS EN LAS RESINAS DE INTERCAMBIO IÓNICO, YA QUE ÉSTAS NO SOPORTAN LA ENÉRGICA ACCIÓN OXIDANTE DEL CLORO. -- POR CONSIGUIENTE, LA ELIMINACIÓN DEL CLORO ES IMPRESCINDIBLE PARA EL AGUA QUE SE HA DE ALIMENTAR A LA PLANTA DESMINERALIZADORA, PARA LO CUAL SE PUEDE UTILIZAR EL CARBÓN ACTIVADO COMO MEDIO ADSORBENTE DE DICHO GAS, O BIEN ALGÚN PRODUCTO QUÍMICO REDUCTOR PARA FIJAR AL CLORO MEDIANTE UNA REACCIÓN EN SOLUCIÓN. (**).

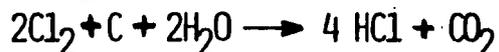
(*) A ESTA MEDIDA SE LE CONOCE COMO SUPERCLORACIÓN.

(**) V.GR = Na_2SO_3 , SO_2 , NaHSO_3 , ETC.

EL CARBÓN ACTIVADO SE OBTIENE A PARTIR DE CIERTOS MATERIALES RICOS EN CARBÓN, Y SE LE DA UN PROCESAMIENTO ESPECIAL PARA IMPARTIRLE PROPIEDADES ADSORTIVAS. EN EL CAMPO DEL TRATAMIENTO DE AGUAS, ESTE PRODUCTO TIENE UNA GRAN APLICACIÓN, ADEMÁS DE LA DECLORACIÓN, PARA LA ELIMINACIÓN DE OLORES Y SABORES.

EXISTEN DOS MANERAS DE LLEVAR A CABO LA ADSORCIÓN CON EL CARBÓN ACTIVADO, UNA CONSISTE EN DOSIFICAR SU POLVO DIRECTAMENTE AL AGUA, YA SEA EN SECO, EN SUSPENSIÓN O MEDIANTE LECHADA, Y LA OTRA FORMA ES UTILIZANDO UN LECHO DE CARBÓN GRANULAR EN UN FILTRO A PRESIÓN.

LA REACCIÓN ENTRE EL CARBÓN Y EL CLORO ES:



EN LA PRÁCTICA SE TIENE QUE ESTA REACCIÓN, MEDIANTE LA CUAL EL CARBÓN, AL ADSORBER AL CLORO, SE OXIDA A CO_2 , SE VERIFICA MÁS PROBABLEMENTE EN LOS LECHOS DE CARBÓN ACTIVADO GRANULADO QUE CON EL POLVO, YA QUE EN ESTE ÚLTIMO CASO EL TIEMPO DE CONTACTO ES MUY BREVE.

EN CUANTO A LA APLICACIÓN DEL POLVO DE CARBÓN ACTIVADO, SE TIENEN DOS ALTERNATIVAS EN SU DOSIFICACIÓN, INDEPENDIENTEMENTE DE LA FORMA EN QUE ÉSTA SE EFECTÚE (EN SECO O EN SUSPENSIÓN). LA PRIMERA ALTERNATIVA CONSISTE EN DOSIFICAR EL CARBÓN EN LA ZONA DE REACCIÓN DEL TANQUE CLARIFLOCULADOR DE CONTACTO, PARA QUE AHÍ SE MEZCLE CON LOS FLÓCULOS SUSPENDIDOS Y REACCIONE CON EL CLORO RESIDUAL. LA INYECCIÓN DE UNA SUSPENSIÓN DE CARBÓN ACTIVADO EN LA TUBERÍA DE ALIMENTACIÓN DEL AGUA CRUDA AL CLARIFLOCULADOR ES UNA

SITUACIÓN EQUIVALENTE, PUES SE PUEDEN OBTENER LOS MISMOS RESULTADOS.

OTRA TENDENCIA, MENOS RECOMENDADA, EN LA APLICACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO EN POLVO, CONSISTE EN DOSIFICARLO DESPUÉS DE LA COAGULACIÓN, A FIN DE QUE LA MEZCLA DE AGUA COAGULADA-CARBÓN ACTIVADO PERMANEZCA EN CONTACTO HASTA LLEGAR AL LECHO FILTRANTE. DE HECHO PODEMOS AFIRMAR QUE ÉSTO NO REPORTA VENTAJAS SUSTANCIALES CON RESPECTO AL CASO ANTERIOR, Y, POR EL CONTRARIO, EL TIEMPO DE CONTACTO CON EL CARBÓN ES MENOR, Y SEGURAMENTE SE TENDRÁ UN AUMENTO EN LA CARGA DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS QUE DEBERÁ RECIBIR EL FILTRO. POR OTRO LADO, EN EL CASO DE LOS CLORUROS ORGÁNICOS PRESENTES EN EL AGUA CLARIFLOCULADA, PUEDEN TENDER A FLOCULAR AL CONTACTO DEL CARBÓN ACTIVADO, LO CUAL ES DESEABLE, PERO AUTOMÁTICAMENTE IMPLICA QUE EL FILTRO (YA SEA DE ARENA SÍLICA O DE ANTRACITA) TENDRÁ QUE TRABAJAR COMO FILTRO-FLOCULADOR.

LA ADSORCIÓN EN FILTROS DE CARBÓN ACTIVADO GRANULAR, YA SEA PARA DECLORAR Y/O ELIMINAR SABORES Y OLORES, TIENE ACTUALMENTE GRAN ACEPTACIÓN. ESTOS EQUIPOS DEBEN INSTALARSE DESPUÉS DE LOS FILTROS DE ARENA O DE ANTRACITA, EN PARTE PORQUE CON ÉSTO SE MANTIENEN A ÉSTOS CON CLORO RESIDUAL, EL CUAL GARANTIZA LA NO PROLIFERACIÓN DE ALGAS, Y PORQUE ASÍ LA CAMA DE CARBÓN ESTARÁ LIBRE DE MATERIALES INERTES SUSPENDIDOS. ÉSTO NO SIGNIFICA QUE UN LECHO DE CARBÓN ACTIVADO NO PUEDE UTILIZARSE COMO MEDIO FILTRANTE, SINO QUE, DEBIDO A QUE EL CARBÓN SE CONSUME A MEDIDA QUE ADSORBE AL CLORO O A LAS SUSTANCIAS RESPONSABLES DE OLORES Y SABORES, ES NECESARIO PROTEGERLO LO MÁS POSIBLE. POR OTRO LADO, SI EL PARÁMETRO MÁS IM-

PORTANTE DE DISEÑO DE UN LECHO FILTRANTE ES GENERALMENTE LA VELOCIDAD DE FLUJO (GPM POR FT²), EN UN LECHO ADSORBENTE DE CARBÓN ACTIVADO, LO ES LA CAPACIDAD VOLUMÉTRICA DE ADSORCIÓN (GPM POR FT³).

2. ESTUDIO TEORICO SOBRE LA DEAERACION TERMICA.

2.1 GENERALIDADES.

LA DEAERACION TÉRMICA CONSISTE BÁSICAMENTE EN LA REMOCIÓN DE AIRE Y GASES DISUELTOS DEL AGUA, MEDIANTE UNA ELEVACIÓN EN LA TEMPERATURA DE ÉSTA.

LOS PRINCIPIOS TEÓRICOS FUNDAMENTALES DE LA DEAERACION TÉRMICA ESTÁN BASADOS EN LAS LEYES DE SOLUBILIDAD DE LOS GASES EN LÍQUIDOS, QUE SON:

- 1A. LEY DE SOLUBILIDAD (LEY DE HENRY).- ESTABLECE QUE A UNA TEMPERATURA DETERMINADA, LAS CONCENTRACIONES DE LOS GASES DISUELTOS EN UN LÍQUIDO SON PROPORCIONALES A LAS PRESIONES PARCIALES QUE ESTOS GASES EJERCEN EN LA FASE GASEOSA EN CONTACTO CON DICHO LÍQUIDO;
- 2A. LEY DE SOLUBILIDAD.- ESTABLECE QUE LA SOLUBILIDAD DE UN GAS EN UN CIERTO LÍQUIDO ES UNA FUNCIÓN INVERSA DE LA TEMPERATURA.

CON ESTOS PRINCIPIOS PODEMOS CONOCER LAS CONDICIONES BAJO LAS CUALES SE LLEVA A CABO LA DEAERACION TÉRMICA, SIN EMBARGO NO SON SUFICIENTES PARA DESCRIBIR TOTALMENTE LOS FENÓMENOS QUE OCURREN DURANTE ESTA OPERACIÓN. POR LO TANTO, ESTUDIAREMOS TAMBIÉN CÓMO SE PRESENTA LA TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA EN LA DEAERACION, Y OTROS FENÓMENOS FÍSICOS QUE SE VERIFICAN ENTRE LOS SISTEMAS A DOS FASES INVOLUCRADOS.

2.2. PRINCIPIOS TEÓRICOS DE LA DEAERACIÓN TÉRMICA.

LAS BASES TEÓRICAS DEL PROCESO DE DEAERACIÓN TÉRMICA CONSISTEN PRINCIPALMENTE EN LAS LEYES DE SOLUBILIDAD DE LOS GASES EN UN LÍQUIDO; EN ESTE CASO VAMOS A CONSIDERAR QUE DICHO LÍQUIDO SERÁ EL AGUA.

ANTES DE AVOCARSE AL ESTUDIO DE DICHAS LEYES DE SOLUBILIDAD, HAREMOS UNA SINOPSIS DE LA LEY DE DALTON, LA CUAL NOS DARÁ EL CONCEPTO DE LAS PRESIONES PARCIALES DE LOS GASES DISUELTOS EN UN AGUA NATURAL.

2.2.1. LEY DE DALTON:

LA LEY DE DALTON, TAMBIÉN CONOCIDA COMO LEY DE LAS PRESIONES PARCIALES, ESTABLECE QUE EN UNA MEZCLA DE GASES, CADA GAS SE COMPORTA COMO SI ÉL SOLO OCUPARA LA TOTALIDAD DEL VOLUMEN DE LA MEZCLA. DE ÉSTO SE TIENE QUE LA PRESIÓN TOTAL DE LA MEZCLA DE GASES SERÁ IGUAL A LA SUMA DE LAS PRESIONES PARCIALES DE CADA UNO DE LOS COMPONENTES, Y LA PRESIÓN PARCIAL DE UNO DE LOS GASES SERÁ LA QUE ÉSTE DESARROLLARÍA SI OCUPARA ÉL SOLO LA TOTALIDAD DEL VOLUMEN.

SI LA PRESIÓN DE UNA MEZCLA DE DOS GASES A Y B, OCUPANDO UN VOLUMEN V A LA TEMPERATURA T, ES IGUAL A P, SE TIENE LA SIGUIENTE ECUACIÓN:

$$P = p_A + p_B$$

DONDE p_A Y p_B SON LAS PRESIONES PARCIALES DE LOS GASES A Y B, RESPECTIVAMENTE.

SI AHORA LA MISMA FASE GASEOSA, FORMADA POR LAS MISMAS FRACCIONES MASA DE GASES QUE SE TENÍAN, OCUPANDO SIEMPRE EL MISMO VOLUMEN V Y CONSERVANDO LA MISMA TEMPERATURA T, LA PASAMOS A UN RECIPIENTE DONDE SE ENCUENTRE EN CONTACTO CON UNA FASE LÍQUIDA, DE AGUA POR EJEMPLO, ENTONCES SE ESTABLECERÁ UN EQUILIBRIO TAL QUE SE TENDRÁ LO SIGUIENTE:

$$P' = P'_A + P'_B + P_{H_2O}$$

COMO CONSECUENCIA DE ESTA SITUACIÓN, LA SOLUBILIDAD DE LOS GASES EN EL AGUA ARRASTRA UNA PORCIÓN DE LAS MASAS DE GAS ENTRE LAS DOS FASES QUE SE HALLAN EN CONTACTO.

POR LO TANTO, SE TENDRÁ QUE:

$$P'_A < P_A \quad Y$$

$$P'_B < P_B,$$

Y P_{H_2O} CORRESPONDERÁ A LA PRESIÓN DE VAPOR DEL AGUA A LA TEMPERATURA T CONSIDERADA.

2.2.2. LEYES DE SOLUBILIDAD DE LOS GASES EN LÍQUIDOS.

LA SOLUBILIDAD DE UN GAS SE DEFINE, GENERALMENTE, POR SU MASA DISUELTA O POR SU VOLUMEN NORMAL DISUELTO POR UNIDAD DE VOLUMEN DEL LÍQUIDO.

EL VOLUMEN NORMAL DE UN GAS SE DEFINE COMO EL VOLUMEN QUE OCUPA DICHO GAS A UNA TEMPERATURA DE 0 °C Y UNA PRESIÓN DE 760 MM DE COLUMNA DE MERCURIO. BAJO ESAS CONDICIONES UNA MOL DE GAS, EXPRESADA EN GRAMOS, OCUPA UN VOLUMEN DE 22,412 LITROS.

2.2.2.1. 1A. LEY DE SOLUBILIDAD O LEY DE HENRY.

ESTA LEY SE ENUNCIA DE LA SIGUIENTE MANERA:

LA MASA DE GAS QUE, A UNA TEMPERATURA T, PUEDE DISOLVERSE EN UN VOLUMEN DADO DE LÍQUIDO, ES PROPORCIONAL A LA PRESIÓN PARCIAL QUE ESTE GAS EJERCE EN LA FASE GASEOSA QUE SE ENCUENTRA SOBRE EL LÍQUIDO.

ESTA LEY, PARA UNA TEMPERATURA DADA, SE PUEDE EXPRESAR SEGÚN LA SIGUIENTE ECUACIÓN:

$$S = K D P$$

DONDE:

S = SOLUBILIDAD DEL GAS, EN G/M³.

K = COEFICIENTE DE SOLUBILIDAD, EN VOLUMEN DE GAS POR VOLUMEN DE LÍQUIDO A LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y BAJO ATMÓSFERA DE GAS PURO.

D = MASA VOLUMÉTRICA DEL GAS, EN G/M³.

P = PRESIÓN PARCIAL DEL GAS, EN ATMÓSFERAS.

2.2.2.2. 2A. LEY DE SOLUBILIDAD.

ESTA LEY SE DERIVA DE LOS TRABAJOS REALIZADOS POR WINCKLER, Y SE ENUNCIA COMO SIGUE:

EL COEFICIENTE DE SOLUBILIDAD DE UN GAS EN EL AGUA ES UNA FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA, Y ES PARTICULAR PARA CADA GAS, ES DECIR,

$$K = F(T).$$

ESTA FUNCIÓN AÚN NO HA PODIDO SER ESPECIFICADA, ES DECIR QUE ES IMPLÍCITA Y NO SE HA PODIDO PROPONER NINGÚN MECANISMO O ALGORITMO PARA PREDECIR SU VALOR PARA CADA GAS.

WINCKLER, HABIENDO ESTUDIADO ESTE FENÓMENO SOBRE LOS COMPONENTES DEL AIRE Y EXPERIMENTANDO HASTA TEMPERATURAS DE 100 °C, SÓLO PUDO ESTABLECER QUE K ES UNA FUNCIÓN DECRECIENTE DE LA TEMPERATURA. DE HECHO, ÉSTO NO SIEMPRE ES CIERTO, COMO LO INDICA LA FIGURA 1 QUE PROPORCIONA, EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA, LA SOLUBILIDAD DEL OXÍGENO BAJO LA PRESIÓN DE GAS PURO A 1 ATM.

DE LA CURVA DE SOLUBILIDAD DE LA FIGURA 2.01 SE PUEDE NOTAR QUE:

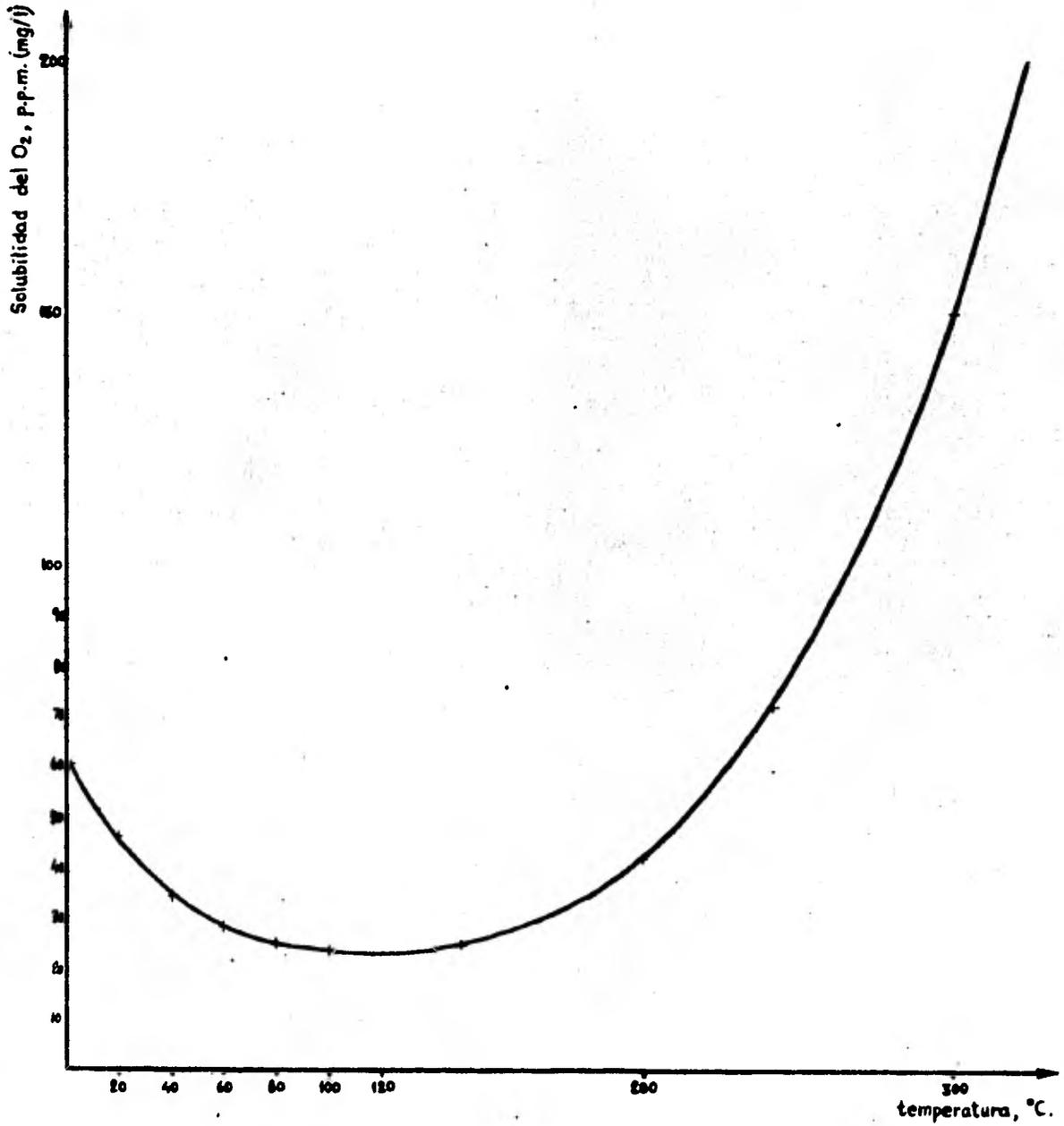
- SE TIENE UNA PARTE DECRECIENTE HASTA LA TEMPERATURA DE 100 °C.
- SE TIENE UNA DEPRESIÓN COMPRENDIDA ENTRE 100 Y 120 °C, CORRESPONDIENTE AL MÍNIMO DE SOLUBILIDAD.
- SE TIENE UNA PARTE CRECIENTE CORRESPONDIENTE A UN CONSIDERABLE AUMENTO DE SOLUBILIDAD DEL OXÍGENO CON LA TEMPERATURA.

DE LA MISMA FORMA, LA CURVA DE SOLUBILIDAD DEL NITRÓGENO NO PRESENTA UN MÍNIMO ENTRE 100 Y 120 °C.

NO TENEMOS INFORMACIÓN EN LA LITERATURA SOBRE LA SOLUBILIDAD DEL CO₂ DESPUÉS DE 120 °C, PERO HASTA ESE VALOR SE PUEDE ADMITIR UNA DISMINUCIÓN DE LA SOLUBILIDAD DEL CO₂ CON RESPECTO A LA TEMPERATURA, COMO SE PUEDE NOTAR EN LA GRÁFICA 2.02.

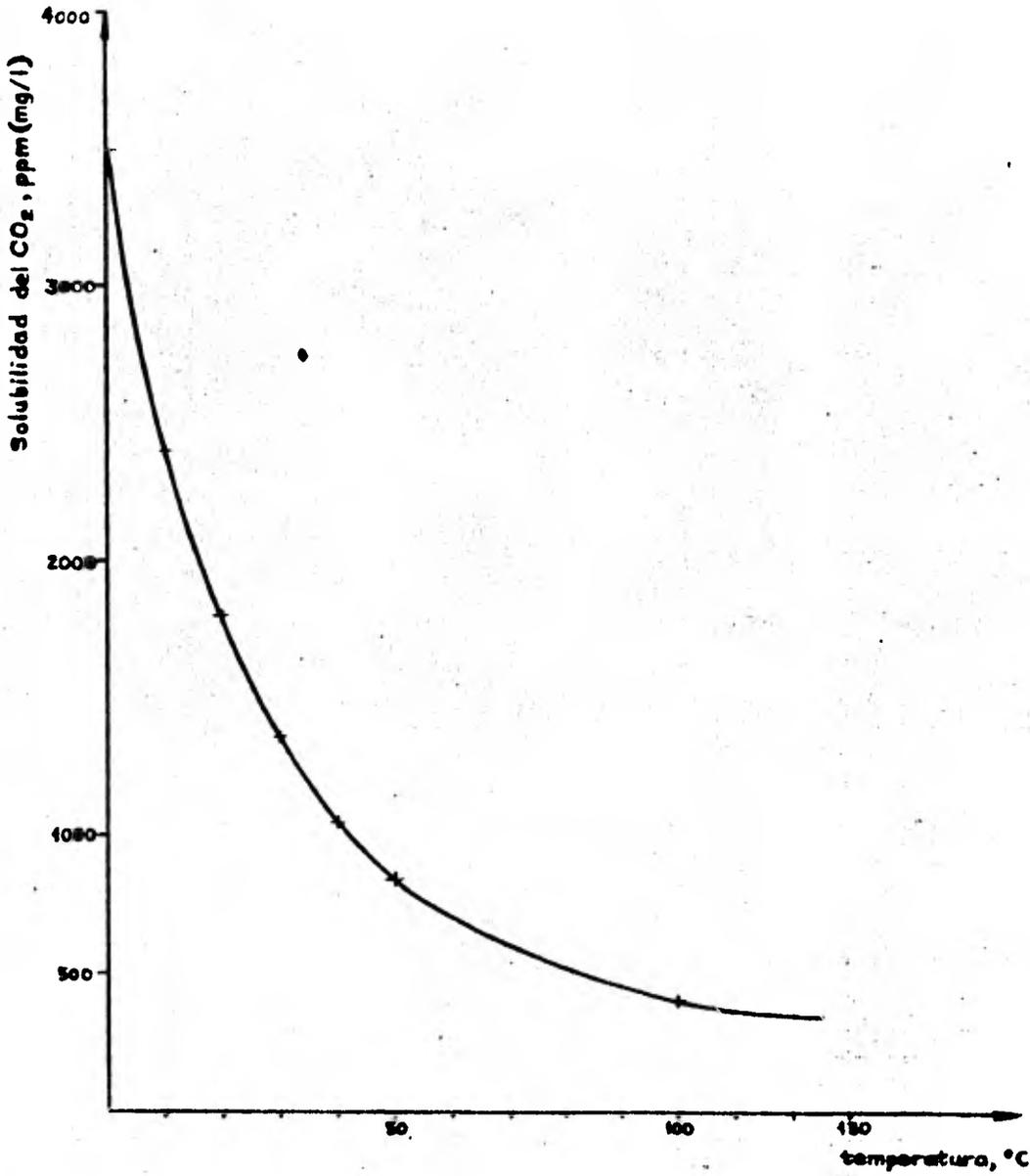
2.2.2.3. OBSERVACIONES SOBRE LAS LEYES DE SOLUBILIDAD DE LOS GASES.

PODEMOS HACER LAS SIGUIENTES OBSERVACIONES SOBRE LAS LEYES DE SOLUBILIDAD DE LOS GASES:



F I G U R A 2.01

SOLUBILIDAD DEL OXIGENO EN AGUA BAJO ATMOSFERA DE GAS PURO, EN FUN-
CION DE LA TEMPERATURA Y AL NIVEL DEL MAR. PRESION DEL O₂ = 1 ATM.



F I G U R A 2 . 0 2

SOLUBILIDAD DEL BIXIDO DE CARBONO EN AGUA BAJO ATMOSFERA DE GAS PURO, EN FUNCION DE LA TEMPERATURA Y AL NIVEL DEL MAR. $P_{CO_2} = 1 \text{ ATM.}$

A). EN VIRTUD DE LA LEY DE HENRY, EL AIRE DISUELTO ES MÁS RICO - EN OXÍGENO QUE EL AIRE ATMOSFÉRICO, LO CUAL VIENE COMO RESULTADO DEL HECHO DE QUE EL COEFICIENTE DE SOLUBILIDAD DEL OXÍGENO ES MAYOR QUE EL DEL NITRÓGENO.

ASÍ POR EJEMPLO, LA SOLUBILIDAD DEL OXÍGENO A 20 °C BAJO UNA ATMÓSFERA DE GAS PURO ES DE 44.5 MG/1. LA DEL NITRÓGENO, A LAS MISMAS CONDICIONES, ES DE 20 MG/1. EN EL AIRE, LAS PRESIONES PARCIALES DE OXÍGENO Y DE NITRÓGENO SON DE 1/5 Y 4/5 ATM RESPECTIVAMENTE, DESPRECIANDO LOS OTROS GASES.

POR LO TANTO, EL AGUA A 20 °C CONTIENE OXÍGENO Y NITRÓGENO - DISUELTOS, EN LAS SIGUIENTES CANTIDADES:

- OXÍGENO: $\frac{44.5}{5} = 8.9$ MG/1
- NITRÓGENO: $20 \times \frac{4}{5} = 16.0$ MG/1

LO CUAL CORRESPONDE EN VOLUMEN A LO SIGUIENTE:

- OXÍGENO 6.3 CM³
- NITRÓGENO 12.8 CM³

POR CONSIGUIENTE, A 20 °C EL AIRE DISUELTO CONTIENE, EN VOLUMEN, 1/3 DE OXÍGENO Y 2/3 DE NITRÓGENO, SIENDO MÁS RICO EN OXÍGENO QUE EL AIRE ATMOSFÉRICO, DE LO CUAL SE EXPLICA LA ACCIÓN CORROSIVA DEL AGUA.

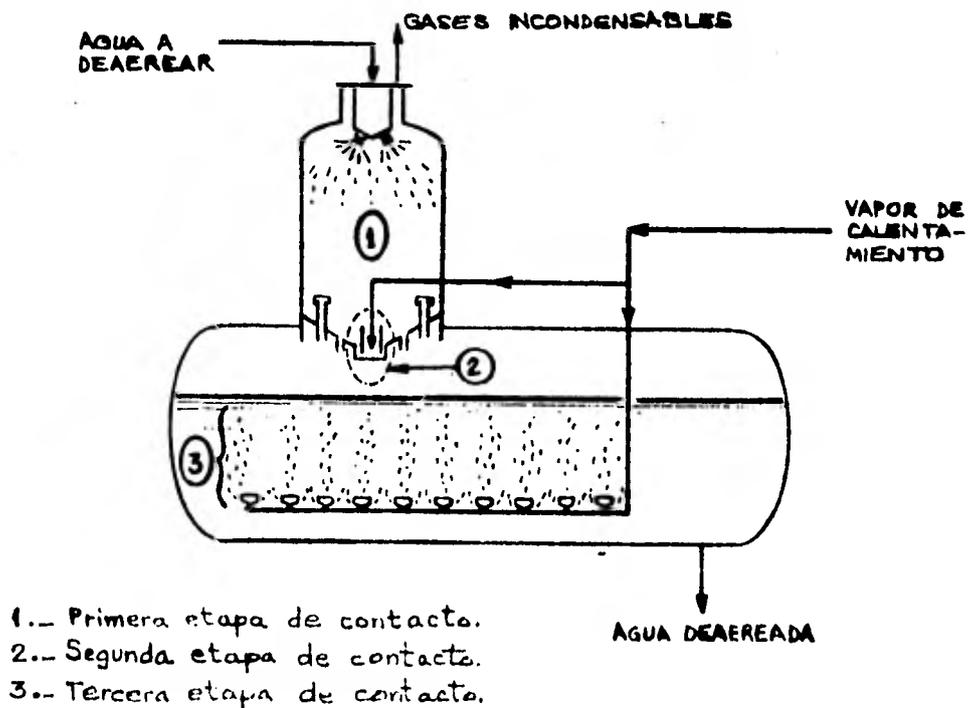
B). LA CURVA DE LA GRÁFICA 2.01 MUESTRA QUE LA TEMPERATURA ÓPTIMA DE DEAERACIÓN SE UBICA ENTRE 100 Y 120 °C, LAS CUALES -- CORRESPONDEN A UNAS PRESIONES DE VAPOR SATURADO DE 1.033 KG/CM² Y 2.024 KG/CM². POR LO TANTO, TRABAJANDO EN ESTA REGIÓN SE OBTENDRÁ, PARA UNA MISMA PRESIÓN PARCIAL DE OXÍGENO, LA CANTIDAD RESIDUAL DE OXÍGENO DISUELTO MÁS BAJA.

2.3. FENÓMENOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA DEAERACIÓN TÉRMICA.

LA DEAERACIÓN TÉRMICA PUEDE SER CONSIDERADA COMO UNA OPERACIÓN DONDE SE REALIZAN SIMULTÁNEAMENTE Y POR CONTACTO DIRECTO LA TRANSFERENCIA DE CALOR Y DE MASA ENTRE FASES VAPOR Y/O GASES-AGUA.

TANTO LA TRANSFERENCIA DE CALOR COMO LA DE MASA TIENEN LA MISMA IMPORTANCIA EN LA DEAERACIÓN, Y ESTÁN ESTRECHAMENTE LIGADAS ENTRE SÍ.

PARA FACILITAR EL ESTUDIO DE LOS FENÓMENOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA EN LA DEAERACIÓN TÉRMICA, PROPONDEMOS UN EQUIPO HIPOTÉTICO DONDE SE TENGAN 3 ETAPAS O MECANISMOS DE CONTACTO DIRECTO VAPOR-AGUA.



ESQUEMA DE UN DEAERADOR DE EJEMPLO PARA ESTUDIO.

FIGURA 2-3

..

COMO SE PUEDE OBSERVAR EN LA FIGURA 2-3, LAS ETAPAS - DE CONTACTO CORRESPONDEN AL RECORRIDO QUE HACE EL AGUA, DESDE QUE ENTRA AL EQUIPO HASTA QUE SALE. COMO SABEMOS, EL AGUA CRUDA PUEDE VENIR FRÍA Y CONTIENE CIERTA CANTIDAD DE GASES DISUELTOS, MIENTRAS QUE EL AGUA DEAEREADA SALDRÁ A UNAS CONDICIONES MUY PRÓXIMAS A LAS DE SATURACIÓN Y CON UN CONTENIDO MUY BAJO, CASI CERO, DE GASES DISUELTOS.

EN LA PRIMERA ETAPA DE CONTACTO SE TIENEN LOS FLUJOS A CONTRACORRIENTE DEL AGUA ESPREADA O EN FORMA DE GOTAS FINAS Y - DEL VAPOR HÚMEDO.

EN LA SEGUNDA ETAPA DE CONTACTO SE TIENE UNA ATOMIZACIÓN DEL AGUA POR EFECTO DEL CHOQUE DE ÉSTA CON EL VAPOR VIVO.

EN LA TERCERA ETAPA DE CONTACTO TENEMOS UN BURBUJEO - DE VAPOR EN EL ALMACÉN DE AGUA DEL EQUIPO DEAERADOR.

EN LA PRÁCTICA, LA PRIMERA ETAPA SE CONOCE COMO "DEAE REACIÓN", LA SEGUNDA COMO "ATOMIZACIÓN" O "CONTACTO VIOLENTO", Y LA TERCERA COMO "BARBOTEÓ". POR OTRO LADO, LA EXTRACCIÓN DE LOS GASES INCONDENSABLES ES OTRA DE LAS ETAPAS FUNCIONALES DE CUALQUIER DEAERADOR, Y SERÁ ANALIZADA COMO UNA CUARTA ETAPA DE CONTACTO, AUNQUE REALMENTE CORRESPONDE A UN CONTACTO ENTRE LA MEZCLA DE GASES Y VAPOR HÚMEDO CON EL AGUA CRUDA O FRÍA.

ÁDEMÁS, PARA TENER UNA FÁCIL IDENTIFICACIÓN DE LAS - PARTES FUNDAMENTALES DEL DEAERADOR, USAREMOS LOS SIGUIENTES CONCEPTOS, REFERIDOS SIEMPRE A LA FIGURA 2-3:

- DOMO.- COLUMNA VERTICAL SUPERIOR DEL EQUIPO.
- TANQUE ALMACÉN.- COLUMNA HORIZONTAL INFERIOR DEL EQUIPO.
- CÁMARA DE ESPREAS.- CÁMARA DE LLEGADA DE AGUA CRUDA DONDE SE PULVERIZA O ESPREA.
- DISPOSITIVO DE CONTACTO VIOLENTO O ATOMIZACIÓN.-
EL DISPOSITIVO, CHAROLA, TAMBOR O PLATO, DONDE SE PONE EN CONTACTO EL VAPOR VIVO CON EL AGUA COLECTADA DEL DOMO, EN SU PARTE INFERIOR.
- BAJADAS DE AGUA DE LA 2ª. ETAPA DE DEAERACIÓN.- DUCTOS O TUBOS POR DONDE SE DESFOGARÁ EL AGUA DEL DOMO HACIA EL TANQUE ALMACÉN.
- COMPENSADORES O DUCTOS DE VAPOR.- SON LOS DUCTOS O TUBOS POR DONDE PASA EL VAPOR HÚMEDO DESDE EL TANQUE ALMACÉN HACIA EL DOMO; SIRVEN PARA COMPENSAR LA PRESIÓN DE LA FASE VAPOR EN TODO EL EQUIPO.
- BARBOTEADOR.- ES EL CABEZAL O TUBO, RAMIFICADO O NO, DE DONDE SE HACE BURBUJEAR EL VAPOR VIVO EN EL TANQUE ALMACÉN, EN SU PARTE INFERIOR.
- CONDENSADOR DE PURGA.- ES UNA CÁMARA O RECIPIENTE QUE RODEA A LA CÁMARA DE ESPREAS, ES DECIR QUE LA CÁMARA DE ESPREAS ESTÁ ADENTRO DEL RECIPIENTE DEL CONDENSADOR. EN ESTE CONDENSADOR SE CONDENSA EL VAPOR HÚMEDO QUE TRAEN LOS GASES SEPARADOS QUE SE ACUMULAN EN LA PARTE SUPERIOR DEL DOMO, PARA PODER PURGAR DICHOS GASES YA LIBRES DE VAPOR.

TENEMOS PUES, QUE EN TODAS LAS ETAPAS DE CONTACTO DE NUESTRO DEAERADOR HIPOTÉTICO, SE VAN A PONER EN CONTACTO UNA MEZ-

CLA CALIENTE DE VAPOR Y TRAZAS DE GAS (*) CON AGUA. EN LA PRIMERA ETAPA DE CONTACTO ESTA AGUA ESTARÁ FRÍA, PERO SE IRÁ CALENTANDO CONFORME PASA A LAS SIGUIENTES ETAPAS.

PARA ANALIZAR CUALQUIER ETAPA DE CONTACTO PROPONDREMOS UNA SECCIÓN NO ESPECIFICADA DEL DEAERADOR, SIMPLICADA A SU MÍNIMA EXPRESIÓN, LA CUAL SE MUESTRA EN LA FIGURA 2.4. NUESTRO ESTUDIO SOBRE LOS FENÓMENOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA EN LA DEAERACIÓN ESTARÁN REFERIDOS A DICHO ESQUEMA.

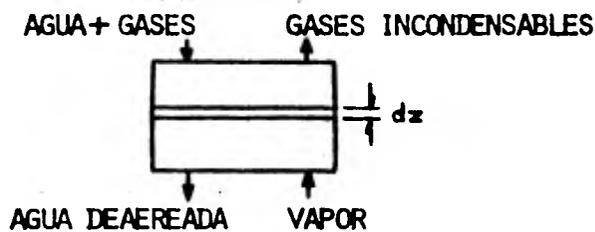


FIGURA 2.4. - SECCIÓN DEL DEAERADOR - ESQUEMA GENERAL.

COMO RESULTADO DEL CONTACTO ENTRE LAS FASES ANTES MENCIONADAS, ES DECIR, LA MEZCLA CALIENTE DE VAPOR Y TRAZAS DE GAS (FASE VAPOR), Y EL AGUA (FASE LÍQUIDA), SE TIENE QUE EL VAPOR SE CONDENSARÁ, EL GAS SE ENFRIARÁ Y EL AGUA SE CALENTARÁ.

EN ESTA FORMA TANTO EL CALOR SENSIBLE COMO EL LATENTE SE TRANSFIEREN HACIA LA FASE LÍQUIDA, LO CUAL SE PUEDE EXPRESAR EN TÉRMINOS DE LAS SIGUIENTES ECUACIONES:

(*) EL DESPRENDIDO COMO CONSECUENCIA DE LA DEAERACIÓN.

- EL INCREMENTO EN CALOR SENSIBLE DEL AGUA DEAEREÁNDOSE:

$$dQ_L = dM_s \lambda_s + dQ_g \quad (2-1)$$

DONDE:

Q_L = CALOR SENSIBLE TRANSFERIDO AL AGUA, BTU/H.

λ_s = CALOR LATENTE DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO, BTU/LB.

M_s = MASA DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO QUE SE CONDENSA, LB/H.

Q_g = CALOR SENSIBLE TRANSFERIDO POR LOS GASES DESPRENDIDOS, BTU/H.

DE LA ECUACIÓN (2-1) SE TIENE QUE

$$L dt_L = dM_s \lambda_s + G c_g dt_g \quad (2-2)$$

DONDE:

L = MASA DEL AGUA DEAEREÁNDOSE, LB/H.

t_L = TEMPERATURA DEL AGUA, °F.

G = MASA DE LOS GASES DESPRENDIDOS, LB/H.

c_g = CALOR ESPECÍFICO PROMEDIO DE LOS GASES, BTU/LB-°F.

t_g = TEMPERATURA DE LOS GASES DESPRENDIDOS, °F.

DEFINIENDO A Y_s COMO LA MASA DE VAPOR DE AGUA ACARREADA POR UNA MASA UNITARIA DE GAS SECO, ES DECIR:

$$Y_s = \frac{\text{lb VAPOR}}{\text{lb GAS SECO}}$$

PODEMOS REARREGLAR LA ECUACIÓN (2-2), TOMANDO COMO BASE EL FLUJO DE GASES:

$$L dt_L = G c_g dt_g + G dY_s \lambda_s$$

SIMPLIFICANDO:

$$L dt_L = G (c_g dt_g + dY_s \lambda_s) \quad (2-3)$$

LAS ECUACIONES (2-1) Y (2-3) SON VÁLIDAS PARA CONDICIONES ADIABÁTICAS, Y CONSIDERANDO QUE NO SE ALCANZA A EVAPORAR NADA DE AGUA POR EFECTOS DEL CALENTAMIENTO.

CONFORME AL ESQUEMA DE LA FIGURA (2-4), PODEMOS CONSIDERAR QUE ENTRE LA FASE LÍQUIDA Y LA FASE VAPOR SE ENCUENTRAN DOS CAPAS LAMINARES FRONTERIZAS, A LAS CUALES DENOMINAREMOS SIMPLEMENTE "PELÍCULAS LÍQUIDA Y GASEOSA", SEGÚN EL CASO. ESTO SE PUEDE OBSERVAR EN LA FIGURA (2-5).

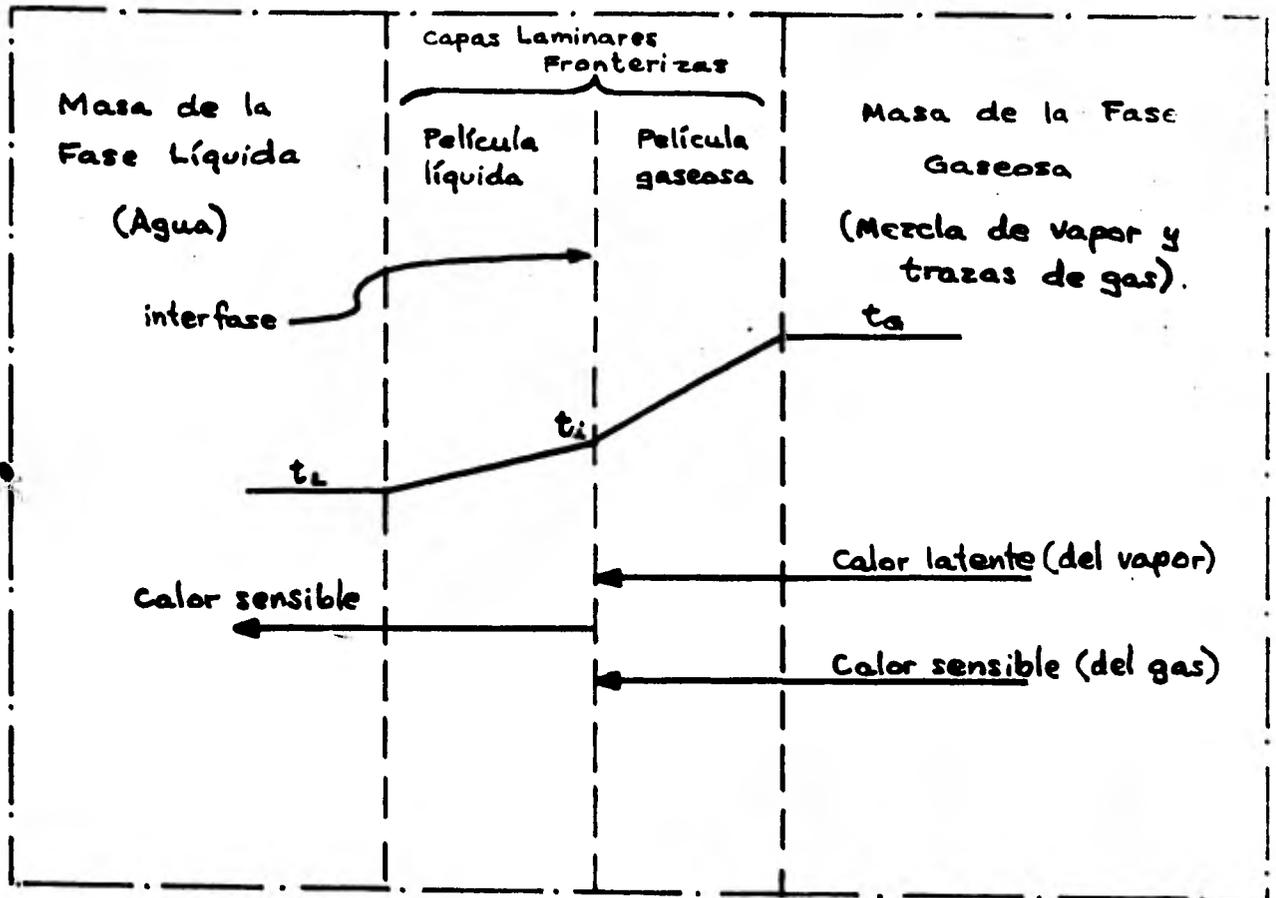


FIGURA (2 - 5)

CROQUIS ESQUEMÁTICO DEL MECANISMO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA DEAERACIÓN TÉRMICA.

PARA NUESTRO ESTUDIO DAREMOS COMO VÁLIDO EL ESQUEMA - DE LA FIGURA (2-5) PARA LAS TRES ETAPAS DE CONTACTO EN LA DEAEREA CIÓN. EN EL CASO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR ESTAMOS DESPRECIAN DO LA CONCENTRACIÓN DE LOS GASES EN EL AGUA LÍQUIDA, YA QUE ES -- TAN PEQUEÑA QUE NO TIENE EFECTOS EN DICHS FENÓMENOS TÉRMICOS. - SIN EMBARGO, CUANDO ABORDEMOS LOS FENÓMENOS DE TR ASFERENCIA DE - MASA, SÍ TOMAREMOS EN CONSIDERACIÓN EL CONTENIDO DE GASES EN EL - AGUA LÍQUIDA, POR RAZONES OBIAS.

CABE SEÑALAR TAMBIÉN QUE EL HECHO DE CONSIDERAR EN ES TE CAPÍTULO QUE LA FASE GASEOSA ESTÁ COMPUESTA DE VAPOR Y TRAZAS, O SEA UNA CANTIDAD MUY PEQUEÑA, DE GASES, SE DEBE FUNDAMENTALMENTE A QUE ESTAMOS SUPONIENDO QUE NUESTRO SISTEMA SE HALLA EN ESTADO - ESTACIONARIO O RÉGIMEN PERMANENTE, EL CUAL TIENE VIGENCIA U OPERA EN LA SECCIÓN BAJO ESTUDIO.

DE ACUERDO CON LOS ESQUEMAS (2-4) Y (2-5), LAS VELOCI DADES DE TRANSFERENCIA DE CALOR DENTRO DE LA SECCIÓN COMPRENDIDA EN LA ALTURA DIFERENCIAL Δz , SE PUEDEN EXPRESAR MEDIANTE LAS SI-- GUIENTES IGUALDADES:

$$d(Q_{\text{SENS}})_L = h_L dA (t_i - t_L) \quad (2-4)$$

DONDE:

$(Q_{\text{SENS}})_L$ = CALOR SENSIBLE TRANSFERIDO AL AGUA, BTU/H.

h_L = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA PELÍCUL A LÍQUIDA, BTU/H-FT²-°F.

A = ÁREA DE TRANSFERENCIA, FT².

t_i = TEMPERATURA DE LA INTERFASE, °F.

t_L = TEMPERATURA DE LA PELÍCULA LÍQUIDA, °F.

$$d(Q_{\text{sens}})_g = h_g dA (t_g - t_i) \quad (2-5)$$

DONDE:

$(Q_{\text{sens}})_g$ = PÉRDIDA DE CALOR SENSIBLE EN LA FASE VAPOR, BTU/H.

h_g = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LA PELÍCULA GASEOSA, BTU/H-FT²- °F.

t_g = TEMPERATURA DE LA PELÍCULA GASEOSA, °F.

DADO QUE ES MUY DIFÍCIL CONOCER EL ÁREA DE TRANSFERENCIA A QUE SE TIENE DENTRO DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL COMPRENDIDA EN LA ALTURA DIFERENCIAL dz DEL APARATO DEAERADOR, ASUMIREMOS QUE A SERÁ LA SUPERFICIE INTERFACIAL POR UNIDAD DE VOLUMEN DEL APARATO, EN FT²/FT³.

POR LO TANTO, AL INTRODUCIR LA SUPERFICIE INTERFACIAL A SE TENDRÁ QUE LAS CANTIDADES L , G Y M_s SERÁN MASAS-VELOCIDADES, EN LB/H-FT², Y LA ECUACIÓN (2-5) SE PUEDE ESCRIBIR COMO SIGUE:

$$d(Q_{\text{sens}})_g = h_g a (t_g - t_i) dz \quad (2-6)$$

SI LA PÉRDIDA DE CALOR LATENTE DEL VAPOR QUE SE CONDENSA Y DE CALOR SENSIBLE DE LOS GASES ESTÁ DADA POR:

$$dQ_g = G (c_g dt_g + dY_s \lambda_s) \quad (2-3)$$

ENTONCES TENEMOS:

$$G (c_g dt_g + dY_s \lambda_s) = h_g a (t_g - t_i) dz \quad (2-7)$$

POR OTRO LADO, PODEMOS EXPRESAR EL CAMBIO DE ENTALPIA QUE TIENE LUGAR EN LA SECCIÓN DIFERENCIAL CONSIDERADA, DE ACUERDO CON LO SIGUIENTE:

$$dH_g = c_g dt_g + \lambda_{s_0} dY_s \quad (2-8)$$

DONDE λ_{s_0} ES EL CALOR LATENTE DE EVAPORACIÓN DEL AGUA, REFERIDO A LA MISMA TEMPERATURA BASE CON LA QUE SE VA A CALCULAR LAS ENTALPIAS EN TODO EL ESTUDIO, ÉSTO SE PUEDE COMPROBAR CON LAS SIGUIENTES ECUACIONES:

$$H_i = c_g(t_i - t_0) + Y_i \lambda_{s_0} \quad (2-9)$$

$$H_g = c_g(t_g - t_0) + Y_g \lambda_{s_0} \quad (2-10)$$

DONDE Y_i Y Y_g SON LAS RELACIONES DE MASA DE VAPOR POR UNIDAD DE MASA DEL GAS SECO AL PASAR POR LA INTERFASE Y POR EL LÍMITE DE LA PELÍCULA GASEOSA CON LA MASA GASEOSA, RESPECTIVAMENTE.

POR LO TANTO, CON LAS ECUACIONES (2-7) A (2-10), E INTRODUCIENDO EL COEFICIENTE K_G DE TRANSFERENCIA DE MASA EN LA PELÍCULA GASEOSA, EN $lb/H-FT^2$ -(BTU/LB) TENEMOS:

$$G(c_g dt_g + dY_s \lambda_s) = k_g a [c_g(t_g - t_i) + \lambda_s(Y_g - Y_i)] dz \quad (2-11)$$

SIMPLIFICANDO:

$$G dH_g = k_g a (H_g - H_i) dz \quad (2-12)$$

DONDE H_g Y H_i SON LAS ENTALPIAS PARA LA MEZCLA DE VAPOR Y GASES EN LA MASA DE LA FASE GASEOSA Y EN LA INTERFASE, RESPECTIVAMENTE, EN BTU/LB.

LAS RESISTENCIAS A LA TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA ESTÁN DETERMINADAS POR LA DISTRIBUCIÓN DE VELOCIDADES DE TRANSFERENCIA Y - EL ESPESOR EFECTIVO DE LA PELÍCULA FRONTERIZA ADYACENTE A LA INTERFASE, CON LO QUE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y DE MASA DEBEN SER PROPORCIONALES.

PODEMOS CONSIDERAR QUE EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR ESTÁ DADO POR:

$$h = \frac{k'}{x} \quad (2-13)$$

DONDE:

k' = CONDUCTIVIDAD TÉRMICA.

x = ESPESOR DE LA PELÍCULA FRONTERIZA.

Y EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA POR:

$$k = \frac{D}{x} \quad (2-14)$$

DONDE:

D = DIFUSIVIDAD.

DADO QUE k' , D Y x SON IGUALES TANTO PARA LA TRANSFERENCIA DE CALOR COMO PARA LA DE MASA, CUALQUIER CAMBIO EN LAS CONDICIONES DE FLUJO DEBERÁ AFECTAR AMBOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y - MASA EN LA MISMA PROPORCIÓN.

SIN EMBARGO, EN LA ECUACIÓN (2-12) ENCONTRAMOS QUE TANTO - LA TEMPERATURA COMO LA ENTALPIA EN LA INTERFASE NO ESTÁN DETERMINADAS, POR LO QUE ES NECESARIO UTILIZAR OTRA ECUACIÓN DONDE SE MANEJEN ENTALPIAS EN FUNCIÓN DE TEMPERATURAS CONOCIDAS.

INTRODUCIENDO LA ENTALPIA H^* DE LA MEZCLA DE VAPOR Y GAS EN EQUILIBRIO CON LA MASA DE AGUA, ASÍ COMO EL COEFICIENTE COMPLETO - DE TRANSFERENCIA DE MASA K_G , EN $\text{LB}/\text{H}\cdot\text{FT}^2$ - (BTU/LB), TENEMOS:

$$G_H H_G = K_G a (H_G - H^*) dz \quad (2-15)$$

..

SI CONSIDERAMOS QUE LA RELACIÓN DE $G/K_G a$ ES CONSTANTE A TRAVÉS DEL APARATO, ENTONCES PODEMOS INTEGRAR LA ECUACIÓN (2-15) PARA OBTENER LA ALTURA, ES DECIR:

$$z = \frac{G}{K_G a} \int_{H_{G1}}^{H_{G2}} \frac{dH_G}{H_G - H^*} \quad (2-16)$$

LO CUAL ES EQUIVALENTE A:

$$z = Z_{t_{oG}} N_{t_{oG}} \quad (2-17)$$

DONDE:

Z_{TOG} = ALTURA COMPLETA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA REFERIDA A LA FASE GASEOSA, EN FT.

N_{TOG} = NÚMERO COMPLETO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA REFERIDO A LA FASE GASEOSA.

EL NÚMERO COMPLETO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA N_{TOG} SE PUEDE OBTENER MEDIANTE INTEGRACIÓN GRÁFICA. LOS DATOS PARA ESTA INTEGRACIÓN SE PUEDEN TOMAR DE UNA CURVA DE EQUILIBRIO ENTALPIA DE AIRE SATURADO-TEMPERATURA DE AGUA, EN CUANTO A LA ELIMINACIÓN DEL AIRE SOLAMENTE. PARA LA ELIMINACIÓN DEL CO_2 , DEBE CONSTRUIRSE UNA CURVA CON LOS DATOS CORREGIDOS DE ENTALPIAS, REFERIDOS AL AIRE; DEBIÉNDOSE TOMAR EN CUENTA QUE SE PUEDEN TENER UNA CANTIDAD INDEFINIDA DE CURVAS DE ESTE TIPO SEGÚN LAS CARACTERÍSTICAS DEL AGUA QUE SE VA A DEAERAR, ES DECIR, DEPENDIENDO DEL CONTENIDO DE CO_2 EN EL AGUA CRUDA. EN CUANTO A LA CURVA DE OPERACIÓN ÉSTA PUEDE DETERMINARSE MEDIANTE UN BALANCE DE ENTALPIA.

EL BALANCE DE ENTALPIA CON EL CUAL PONEMOS CONSTRUIR LA LÍNEA DE OPERACIÓN, SE PUEDE ESCRIBIR COMO SIGUE:

$$L c_p dt_L = G dH_G \quad (2-18)$$

DONDE L Y G SON MASAS VELOCIDADES, EN LB/H-FT², YA DEFINIDAS ANTERIORMENTE, Y CP ES EL CALOR ESPECÍFICO DEL AGUA, BTU/LB-°F.

CABE MENCIONAR QUE LA MASA-VELOCIDAD DE LA MEZCLA DE VAPOR Y GAS ES VARIABLE, LO CUAL HACE MUY COMPLICADO EL CÁLCULO DEL DEAREA DOR. PODEMOS AFIRMAR QUE ESTOS CAMBIOS SON DRÁSTICOS ENTRE CADA ETAPA DE CONTACTO; MIENTRAS QUE AL ANALIZAR DICHAS ETAPAS UNA POR UNA, LA VARIACIÓN ES SENSIBLE TAMBIÉN, PERO GRADUAL.

SI INTEGRAMOS LA ECUACIÓN (2-18) EN LOS LÍMITES CORRESPONDIENTES A LAS CONDICIONES INICIAL Y FINAL, TENEMOS:

$$L c_p \int_{t_{L1}}^{t_{L2}} dt_L = G \int_{H_{G1}}^{H_{G2}} dH_G$$

POR LO TANTO:

$$L c_p (t_{L2} - t_{L1}) = G (H_{G2} - H_{G1}) \quad (2-19)$$

GRAFICANDO LA TEMPERATURA DEL AGUA CONTRA LA ENTALPIA DE LA MEZCLA VAPOR-GASES, DE ACUERDO CON LA ECUACIÓN (2-19), SE OBTIENE UNA RECTA QUE CORRESPONDE A LA LÍNEA DE OPERACIÓN.

SI TANTO LA LÍNEA DE OPERACIÓN COMO LA DE EQUILIBRIO SON RECTAS EN EL INTERVALO DE TEMPERATURA DEL AGUA, SE PUEDE CALCULAR EL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA COMO SIGUE:

$$N_{t_{o,g}} = \frac{H_{G2} - H_{G1}}{(H_G - H_G^*)_{lm}} \quad (2-20)$$

DONDE:

$$(H_G - H_G^*)_{lm} = \frac{(H_{G2} - H_G^*) - (H_{G1} - H_G^*)}{\ln \left[\frac{(H_{G2} - H_G^*)}{(H_{G1} - H_G^*)} \right]} \quad (2-21)$$

2.4 FENÓMENOS DE TRANSFERENCIA DE MASA EN LA DEAERACIÓN - TÉRMICA.

COMO YA SE VIO EN LA SECCIÓN 2.2 ACERCA DE LAS BASES TEÓRICAS DE LA DEAERACIÓN TÉRMICA, PARA ELIMINAR LOS GASES QUE SE ENCUENTRAN CONTENIDOS EN EL AGUA ES SUFICIENTE, EN PRINCIPIO, DE ACUERDO CON LA LEY DE HENRY, DISMINUIR AL MÍNIMO SUS PRESIONES PARCIALES EN LA ATMÓSFERA EN CONTACTO CON EL AGUA. SIN EMBARGO, EN LA PRÁCTICA NO ES TAN SENCILLA ESTA SITUACIÓN, PUESTO QUE LA LEY DE HENRY SUPONE UN ESTADO DE EQUILIBRIO, DONDE SE CUENTA CON UN TIEMPO DE CONTACTO ILIMITADO ENTRE AMBAS FASES, LO CUAL NO SE VERIFICA EN UN DEAEREADOR.

POR CONSIGUIENTE, PARA LLEVAR LA CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO DE UNA CIERTA AGUA A UN DETERMINADO VALOR, TRABAJANDO EN RÉGIMEN DINÁMICO, ES FORZOSAMENTE NECESARIO MANTENER EN EL EQUIPO UNA PRESIÓN PARCIAL INFERIOR A LA TEÓRICA, ES DECIR A LA QUE CORRESPONDE SEGÚN LA LEY DE HENRY A LA PRESIÓN PARCIAL QUE SE DESEA TENER.

EN UN DEAEREADOR, LA TRANSFERENCIA DE OXÍGENO DE LA FASE LÍQUIDA HACIA LA GASEOSA SE HACE A TRAVÉS DE LA SUPERFICIE DE INTERFASE S LÍQUIDO - VAPOR, COMO RESULTADO DEL MISMO GRADIENTE DE CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO ENTRE AMBAS FASES, EL CUAL FUNGE COMO FUERZA IMPULSORA O DIFERENCIA DE POTENCIAL PARA LA TRANSFERENCIA.

SI TENEMOS UNA CONCENTRACIÓN C DE OXÍGENO EN LA FASE DE AGUA LÍQUIDA EN EL TIEMPO T , Y DENOMINAMOS COMO C_s A LA CONCENTRACIÓN QUE SE PRESENTA EN LA INTERFASE AGUA - VAPOR EN EL MISMO TIEMPO REFERIDO, Y Q AL GASTO DEL DEAEREADOR SUJETO A UN RÉGIMEN PERMANENTE, PODEMOS ESTABLECER EL BALANCE DE LA OPERACIÓN DE TRANSFEREN-

CIA DE MASA MEDIANTE LA SIGUIENTE ECUACIÓN:

$$QdC = K (C - C_a) dS \quad (2.22)$$

DONDE K ES EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE MASA, EL CUAL SE RELACIONA CON FENÓMENOS DIFUSIONALES, COMO YA SE APUNTÓ ANTERIORMENTE. ESTE COEFICIENTE NO ES CONSTANTE, Y DEPENDE PRINCIPALMENTE DE LA VISCOSIDAD DEL AGUA Y DEL ESTADO O RÉGIMEN DE TURBULENCIA.

LA FORMA EN LA CUAL VARÍA EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA K ES COMO SIGUE:

ENTRE MÁS BAJA SEA LA VISCOSIDAD DEL AGUA, MAYOR SERÁ EL VALOR DE K. POR LO TANTO, ES MÁS VENTAJOSO REALIZAR LA OPERACIÓN DE DEAEREACIÓN A UNA TEMPERATURA ELEVADA, YA QUE EN ESAS CONDICIONES TENEMOS UNA MENOR VISCOSIDAD. POR EJEMPLO, A 100°C LA VISCOSIDAD DEL AGUA ES DE 0.29 CENTIPOISES, MIENTRAS QUE A 20°C ES DE 1.0, O SEA 3 VECES LA DE 100°C.

SIN EMBARGO, HAY QUE TENER PRESENTE QUE LA SOLUBILIDAD DEL OXÍGENO EN EL AGUA TIENDE A AUMENTAR AL SOBREPASAR LOS 120°C. (VÉASE LA GRÁFICA No. 2.12).

POR OTRA PARTE, ENTRE MAYOR SEA EL RÉGIMEN DE TURBULENCIA, MAYOR SERÁ EL VALOR DE K. ESTE ESTADO DE TURBULENCIA SE VISUALIZA INMEDIATAMENTE CON EL VALOR DEL NÚMERO DE REYNOLDS CORRESPONDIENTE A LAS CONDICIONES DE TRABAJO PARA EL EQUIPO.

PODEMOS AFIRMAR QUE LA DIFUSIÓN QUE PUEDE HABER EN UN MEDIO TRANQUILO SÓLO SERÁ MOLECULAR, MIENTRAS QUE SI IMPONEMOS UNA AGITACIÓN MECÁNICA ADICIONAL A LOS MOVIMIENTOS MOLECULARES NORMALES, EL RESULTADO QUE OBTENDREMOS SERÁ UNA MAYOR EFICIENCIA EN LA TRANSFERENCIA DE MASA.

LA ECUACIÓN (2-22) INDICA TAMBIÉN QUE LA SUPERFICIE DE INTERFASE AGUA - VAPOR JUEGA UN PAPEL DECISIVO EN LA DEAERACIÓN, PUES TO QUE FAVORECERÁ LA TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE AMBAS FASES. POR - LO TANTO, EN EL DISEÑO DE LOS DEAERADORES TÉRMICOS SIEMPRE SE TIENE MUCHO CUIDADO E INTERÉS EN OBTENER UN ÁREA MÁXIMA DE INTERFASE POR - UNIDAD DE VOLUMEN.

REARREGLANDO LA ECUACIÓN (2-22), TENEMOS:

$$\frac{dC}{C - C_i} = \frac{K}{Q} dS \quad (2-23)$$

SI ESTABLECEMOS QUE EL AGUA CRUDA TIENE UNA CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO C_0 , MIENTRAS QUE EL AGUA A LA SALIDA DE LA ETAPA DE DEAE- REACIÓN (VER FIGURA 2-1) TIENE UNA CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO C_1 , PODE- MOS INTEGRAR LA ECUACIÓN (2-23) SOBRE TODA LA ALTURA DE LA SECCIÓN - DE DEAERACIÓN, CONSIDERADA COMO UNA COLUMNA INDEPENDIENTE, ESTO ES:

$$\int_{C_1}^{C_0} \frac{dC}{C - C_i} = \frac{K S}{Q} \quad (2-24)$$

DONDE LA INTEGRAL $\int_{C_1}^{C_0} \frac{dC}{C - C_i}$ NOS DA EL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANS- FERENCIA CON EL CUAL TRABAJARÁ LA SECCIÓN CONSIDERADA DEL DEAERADOR.

DEL SEGUNDO MIEMBRO DE LA ECUACIÓN (2-24) PODEMOS OBTENER LA ALTURA EQUIVALENTE POR UNIDAD DE TRANSFERENCIA DESIGNANDO CON S LA SUPERFICIE DE INTERFASE POR UNIDAD DE ALTURA DE LA COLUMNA, Y POR Z LA ALTURA TOTAL DE LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN VISTA COMO COLUMNA DE CONTACTO, TENEMOS:

$$Z = \frac{Q}{K_s} = \frac{L a}{K s} \quad (2-25)$$

DONDE:

Z = ALTURA EQUIVALENTE A UNA UNIDAD DE TRANSFERENCIA DE MASA, FT, (HTU),

L = MASA VELOCIDAD DEL AGUA, LB/H.FT²,

a = ÁREA DE SECCIÓN TRANSVERSAL DE LA COLUMNA, FT²,

K = COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE MASA, LB/H.FT²,

S = SUPERFICIE DE INTERFASE POR UNIDAD DE ALTURA DE LA COLUMNA, ft²/ft

DE ACUERDO CON ESTA ÚLTIMA ECUACIÓN, PODEMOS REARREGLAR UNA NUEVA IGUALDAD:

$$\begin{aligned} Z &= z \int_{c_i}^{c_o} \frac{dC}{C - C_i} \\ &= \frac{La}{Ks} \int_{c_i}^{c_o} \frac{dC}{C - C_i} \end{aligned} \quad (2-26)$$

LA CUAL EQUIVALE A

$$Z = NTU \times HTU \quad (2-26 \text{ Bis})$$

INTEGRANDO EL PRIMER MIEMBRO DE LA ECUACIÓN 2-23, DESDE LA ENTRADA HASTA LA SALIDA DE LA COLUMNA SE TIENE:

$$\ln \frac{C_o - C_i}{C_1 - C_i} = NTU = \frac{Z}{HTU} \quad (2-27)$$

EL ESPREADO O PULVERIZACIÓN DEL AGUA EN LA PARTE SUPERIOR DE LA COLUMNA CORRESPONDIENTE AL DOMO DEAERADOR, POR EJEMPLO, CONSTITUYE EN CIERTA FORMA UN DETERMINADO NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA.

SIN EMBARGO ES DIFÍCIL DEFINIR DICHO NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA, EL CUAL DEPENDE DEL TIPO DE DISEÑO UTILIZADO, ES DECIR, SEGÚN EL SIGUIENTE CRITERIO: CUANDO EL DEAERADOR CUENTA CON LOS DISPOSITIVOS PARA ATOMIZACIÓN O CONTACTO VIOLENTO (ADEMÁS DE UN ESPREADO ADECUADO EN LA PARTE SUPERIOR DEL DOMO DEAERADOR) - EL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA ES APRECIABLE, MIENTRAS QUE EN EQUIPOS DONDE NO HAY CONTACTO VIOLENTO O ATOMIZACIÓN CON VAPOR - DICHO NÚMERO DE UNIDADES ES MENOR Y SUELE DESPRECIARSE PARA EFECTOS DE DISEÑO.

DE HECHO ESTE CRITERIO ES EL QUE CONDUCE A DISPONER DE CHAROLAS SOBRE TODO EN LOS CASOS DONDE NO HAY ATOMIZACIÓN O CONTACTO VIOLENTO, PRESCINDIENDO DE ELLOS CUANDO SÍ HAY ATOMIZACIÓN YA SEA EN LA PARTE MEDIA DEL DOMO O EN SU FONDO.

LA ALTURA DE CADA UNIDAD DE TRANSFERENCIA H_{TU} ES UNA MEDIDA DE LA RESISTENCIA A LA TRANSFERENCIA DE MASA. SI EL H_{TU} ES GRANDE, LA ALTURA TOTAL DE LA COLUMNA SERÁ GRANDE TAMBIÉN (MANTENIENDO CONSTANTE EL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA O N_{TU}), Y MENOR SERÁ LA EFICIENCIA DEL DEAERADOR PUES LA RESISTENCIA A LA TRANSFERENCIA ES MAYOR. ESTE H_{TU} AUMENTA PROPORCIONALMENTE CON LA VELOCIDAD DE FLUJO O MASA - VELOCIDAD.

3.- CRITERIO GENERAL PARA EL CONTROL DE CALIDAD DEL AGUA DE ALIMENTACION DE CALDERAS.

3.1.- GENERALIDADES.

LA DECISIÓN PARA INSTALAR UN DEAERADOR TÉRMICO EN UNA DETERMINADA PLANTA INDUSTRIAL DEPENDE, EN GENERAL, DE LAS NECESIDADES Y CONDICIONES QUE SE PRESENTAN LIGADAS TANTO CON LA CALDERA COMO CON EL USO QUE SE LE DÉ AL VAPOR GENERADO.

A SU VEZ, EL DEAERADOR TÉRMICO PUEDE SER SELECCIONADO ENTRE VARIOS TIPOS DIFERENTES, EN FUNCIÓN DE LA CAPACIDAD Y EL GRADO DE PUREZA QUE REQUIERA EL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS.

SIN EMBARGO, EN LA ESPECIFICACIÓN DE LA CALIDAD O "ANÁLISIS DE DISEÑO" QUE DEBE REUNIR EL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS, ESTÁ IMPLÍCITA UNA SERIE DE ETAPAS DE TRATAMIENTO, ENTRE LAS CUALES PUEDE ESTAR INCLUIDA O NO LA DEAERACIÓN TÉRMICA COMO PROCESO DE ACONDICIONAMIENTO DEL AGUA PARA GENERACIÓN DE VAPOR.

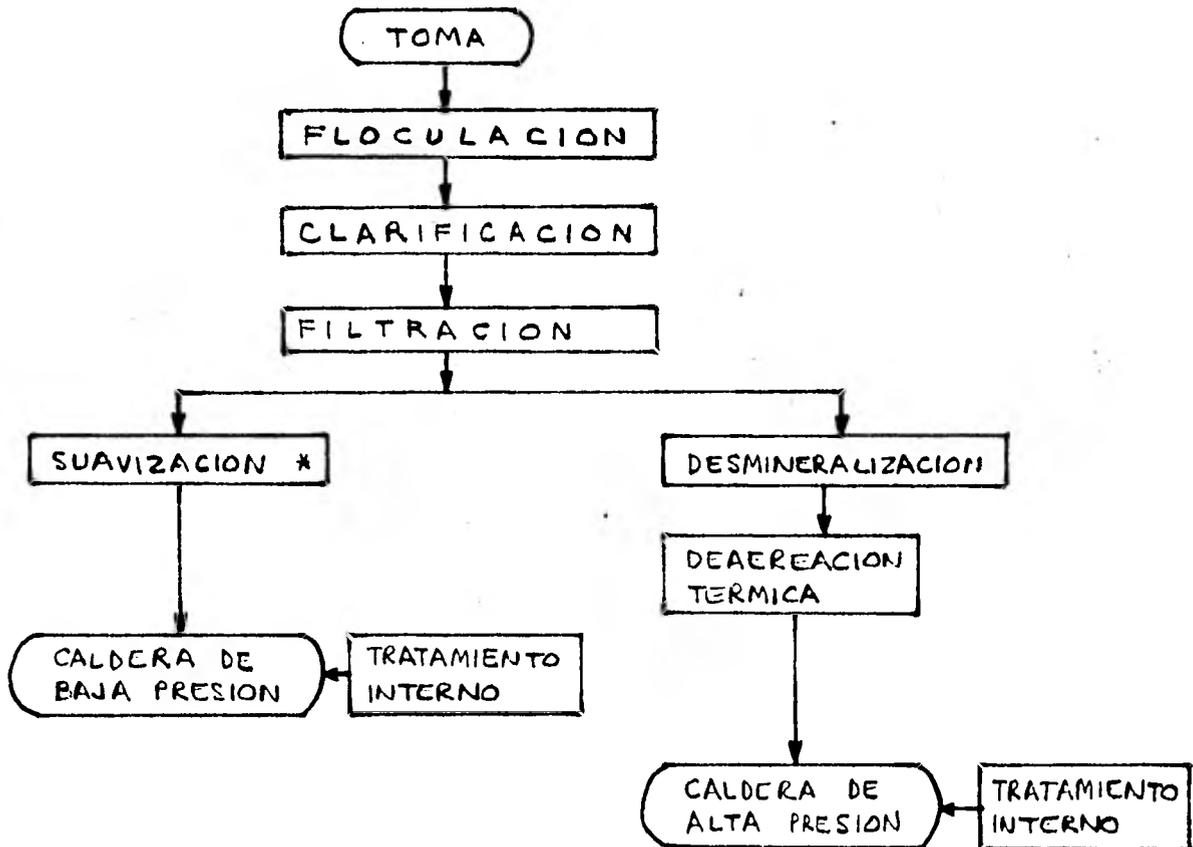
ESTO SE VISUALIZA MEJOR SI CONSIDERAMOS, POR EJEMPLO, QUE SE PRESENTA EL CASO DE UNA PLANTA QUÍMICA O INDUSTRIAL DONDE SE TIENEN DOS CALDERAS, UNA DE ALTA Y OTRA DE BAJA PRESIÓN (*) DE CIERTAS CAPACIDADES, CON LAS CUALES SE CUBRE EL BALANCE TOTAL DE VAPOR DE LA PLANTA. ASÍ, A GRANDES RASGOS TENDRÍAMOS QUE LA CALDERA DE ALTA PRESIÓN REQUERIRÍA DE AGUA TOTALMENTE DESMINERALIZADA Y DEAERADA, MIENTRAS QUE LA CALDERA DE BAJA PRESIÓN NO NECESITA MÁS QUE AGUA SUAVIZADA. EN ESTAS CONDICIONES, TENDRÍAMOS QUE PARA LA CALDERA DE

(*) DE 700 A 1500 Y DE 0 A 150 PSIG, RESPECTIVAMENTE.

FIGURA 3 - 1

DIAGRAMA DE BLOQUES PARA EJEMPLO

ETAPAS DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA ALIMENTACION DE CALDERAS. EJEMPLO DE CASO HIPOTETICO.



* SUAVIZACION A PRESION POR INTERCAMBIO IONICO CICLO SABIO.

BAJA PRESIÓN EL DEAERADOR TÉRMICO NO SERÍA NECESARIO, NO OBSTANTE QUE LOS SISTEMAS DE TRATAMIENTO PARA AMBAS CALDERAS TENGAN CIERTAS ETAPAS EN COMÚN, COMO SE OBSERVA EN EL SIGUIENTE DIAGRAMA DE BLOQUES (FIG. 3-1), BAJO CONDICIONES HIPOTÉTICAS, PUES LAS POSIBILIDADES O ALTERNATIVAS PARA SUMINISTRAR ESTA AGUA PUEDEN VARIAR.

POR CONSIGUIENTE, EL OBJETO DE ESTE CAPÍTULO CONSISTE EN DELINEAR LOS CRITERIOS GENERALES QUE DEBEN APLICARSE TANTO PARA ESTABLECER LA CALIDAD DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERA COMO LOS PROCESOS BÁSICOS PARA SU TRATAMIENTO.

3.2.- CRITERIO GENERAL PARA EL CONTROL DE CALIDAD DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS.

DENTRO DE LOS ALCANCES DE UN CRITERIO INTEGRAL PARA EL CONTROL DE CALIDAD DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS, ESTÁN COMPRENDIDOS LOS LINEAMIENTOS TÉCNICOS BÁSICOS PARA SELECCIONAR EL PROCESO ADECUADO CON EL CUAL SE GARANTIZARÁN LOS REQUISITOS DE CALIDAD O PUREZA FIJADOS PARA EL AGUA TRATADA.

ESTOS LINEAMIENTOS ESTÁN ESTRECHAMENTE LIGADOS CON LOS ANÁLISIS DE AGUA A LA SALIDA DE CADA ETAPA DE TRATAMIENTO, Y LA ELECCIÓN DE DICHAS ETAPAS, ENTRE LAS CORRESPONDIENTES ALTERNATIVAS, AGRUPÁNDOLAS E INTERRELACIONÁNDOLAS EN UNA SECUENCIA HASTA FORMAR EL PROCESO COMPLETO, ES LO QUE CONSTITUYE LA DECISIÓN TÉCNICA PARA LA SELECCIÓN DEL PROCESO, TOMADA EN BASE AL CONTROL DE CALIDAD DEL AGUA, ADEMÁS DE OTROS PARÁMETROS, TALES COMO FLUJO, PRESIÓN, TEMPERATURA Y ALGUNAS CONDICIONES ESPECIALES QUE ESTABLECE EL PROPIO PROYECTO.

LAS ETAPAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS INDEPENDIENTES O INDIRECTAMENTE RELACIONADAS CON LA DEAERACIÓN TÉRMICA SERÁN TRATADAS CON LA MAYOR BREVEDAD, PERO SÍ SE DESTACARÁN LAS PAUTAS SUSTANCIALES DE LOS PROCESOS QUE REPERCUTAN EN LA CALIDAD DEL AGUA DEAERADA ESPECIFICADA PARA ALIMENTARSE A LA CALDERA.

3.2.1.- PROBLEMAS PRODUCIDOS POR LAS IMPUREZAS PRESENTES EN EL AGUA DE CALDERA.

LOS PROBLEMAS O INCONVENIENTES QUE PUEDEN OCASIONAR LAS IMPUREZAS DEL AGUA EN UNA CALDERA O EN UNA TURBINA DE VAPOR DETERMINADAS, SON LOS SIGUIENTES:

- 1) INCRUSTACIÓN.- LA INCRUSTACIÓN SE DEBE AL DEPÓSITO DE PRECIPITADOS CRISTALINOS SOBRE LAS PAREDES INTERIORES DE LOS TUBOS DE AGUA DE LA CALDERA (CASO DE UNIDADES ACUOTUBULARES), FORMANDO UNA CAPA QUE IMPIDE LA TRANSFERENCIA DE CALOR, Y POR CONSIGUIENTE DANDO ORIGEN A SOBRECALENTAMIENTOS LOCALES Y AÚN A LA EXPLOSIÓN.

LA INCRUSTACIÓN SE DEBE A LA PRESENCIA DE SALES DE CALCIO -CARBONATOS O SULFATOS- EN EL AGUA, LAS CUALES SON MENOS SOLUBLES EN CALIENTE QUE EN FRÍO, O TAMBIÉN POR UNA CONCENTRACIÓN MUY ALTA EN SÍLICE CON RELACIÓN A LA ALCALINIDAD DEL AGUA EN LA CALDERA. (*)

- (*) EL CARBONATO DE CALCIO PRODUCE UNA INCRUSTACIÓN POCO CONSISTENTE Y APENAS ADHERENTE. POR EL CONTRARIO, EL SULFATO DE CALCIO FORMA INCRUSTACIONES MUY DURAS, SOBRE TODO EN LAS PARTES MÁS CALIENTES DE LAS CALDERAS. LA SÍLICE PRODUCE UNA COSTRA MUY DURA Y MUY POCO CONDUCTORA DEL CALOR.

II) ARRASTRE DE GOTITAS DE AGUA.- CONSISTE EN EL ARRASTRE MASIVO DE GOTITAS DE AGUA CON EL VAPOR, LO CUAL OCASIONA UN ABATIMIENTO EN EL RENDIMIENTO TÉRMICO Y ENERGÉTICO DEL VAPOR, ASÍ COMO EL DEPÓSITO DE CRISTALES SALINOS EN LAS TURBINAS.

EL ARRASTRE DE GOTITAS DE AGUA EN EL VAPOR, ESTÁ ACONDICIONADO POR LA VISCOSIDAD Y LA TENSIÓN SUPERFICIAL O LA TENDENCIA A LA FORMACIÓN DE ESPUMA DEL AGUA DE LA CALDERA. ESTAS PROPIEDADES ESTÁN EN FUNCIÓN DE LA ALCALINIDAD, DE LA PRESENCIA DE SUSTANCIAS ORGÁNICAS SURFACTANTES Y DE LOS SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS O SALINIDAD DEL AGUA. LA IMPORTANCIA DEL ARRASTRE DE GOTITAS DE AGUA EN EL VAPOR DEPENDE DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LA CALDERA Y DE SU RÉGIMEN DE VAPORIZACIÓN.

III) ARRASTRE DE SÍLICE.- CONSISTE EN EL ARRASTRE CON EL VAPOR DE CUERPOS MINERALES VOLÁTILES A LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN, ENTRE LOS CUALES EL MÁS NOCIVO Y COMÚN ES LA SÍLICE.

ESTOS CUERPOS SE DEPOSITAN EN LAS PALETAS DE LAS TURBINAS PRODUCIENDO GRAVES PROBLEMAS EN SU FUNCIONAMIENTO.

LOS ARRASTRES SON TANTO MÁS FUERTES CUANTO MÁS ELEVADAS SEAN LA PRESIÓN Y LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS. LÓGICAMENTE EL ARRASTRE DE SÓLIDOS CON EL VAPOR, ESTÁ CONDICIONADO POR LA CONCENTRA-

CIÓN DE LOS ELEMENTOS NOCIVOS, COMO ES LA SÍLICE, EN EL AGUA DENTRO DE LA CALDERA.

- IV) CORROSIÓN.- PUEDE SER DE ORIGEN Y NATURALEZA MUY DIVERSOS, PERO SE DEBEN BÁSICAMENTE A LA ACCIÓN QUÍMICA DEL OXÍGENO DISUELTO EN EL AGUA, O A CORRIENTES DE CORROSIÓN PRODUCIDAS POR IRREGULARIDADES EN LAS SUPERFICIES METÁLICAS, O TAMBIÉN AL ATAQUE DIRECTO DEL FIERRO POR EL AGUA.

LAS CORROSIONES PUEDEN CONTROLARSE YA SEA ELIMINANDO TOTALMENTE EL OXÍGENO MEDIANTE LA DEAERACIÓN TÉRMICA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE LA CALDERA, O BIEN MANTENIENDO UNA CAPA PROTECTORA DE MAGNETITA O DE FOSFATO SOBRE LAS SUPERFICIES INTERNAS DE LA CALDERA MEDIANTE UN PROGRAMA DE ACONDICIONAMIENTO INTERNO DEL AGUA DE CALDERA.

- V) FRAGILIDAD CÁUSTICA.- CONSISTE EN EL AGRIETAMIENTO DE LA PLACA DE ACERO DE LA CALDERA EN LAS JUNTAS Y PUNTOS DE SOLDADURA, OCASIONADA POR UNA ALTA ALCALINIDAD DEL AGUA, ES DECIR, POR EL ELEVADO CONTENIDO DE BICARBONATOS.

DESDE LUEGO, HAY PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS MEDIANTE LOS CUALES SE ELIMINA CUALQUIERA DE LOS PROBLEMAS ANTES CITADOS. A GRANDES RASGOS SE TIENE QUE, LA FORMACIÓN DE INCRUSTACIONES SE EVITA SUAVIZANDO EL AGUA. SI LAS INCRUSTACIONES SE DEBEN A LA PRESENCIA DE SULFATO ADEMÁS TENDRÍA QUE DOSIFICARSE FOSFATO TRISÓDICO. EL ARRASTRE TANTO DE GOTITAS DE AGUA COMO DE PARTÍCULAS SÓLIDAS --

CON EL VAPOR SE ELIMINA HACIENDO LAS PURGAS NECESARIAS Y MANTENIENDO LA CALIDAD RECOMENDADA MÁS ADELANTE PARA EL AGUA DE CALDERA. - LA PREVENCIÓN DE LA CORROSIÓN SE LOGRA DEAEREANDO EL AGUA DE ALIMENTACIÓN, O BIEN NEUTRALIZANDO EL OXÍGENO DISUELTO CON PRODUCTOS QUÍMICOS APROPIADOS COMO SON LOS TANINOS, EL SO_2 O LA HIDRAZINA, - CUANDO EL COSTO DE ESTOS REACTIVOS NO SEA PROHIBITIVO. EL FOSFATO TRISÓDICO CONTRIBUYE A LA FORMACIÓN DE UNA PELÍCULA PROTECTORA DEL METAL CONTRA LA CORROSIÓN.

3.2.2.- CALIDAD REQUERIDA PARA AGUAS DEAEREADAS Y DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS EN GENERAL.

NORMALMENTE LOS FABRICANTES DE CALDERAS SON QUIENES ESTABLECEN LOS REQUISITOS QUE DEBE CUMPLIR EL AGUA DEAEREADA PARA GENERACIÓN DE VAPOR, EN FUNCIÓN TANTO DE LA PRESIÓN Y TEMPERATURA DEL VAPOR COMO DE LOS MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN Y CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LAS CALDERAS.

SIN EMBARGO, DADA LA DIVERSIDAD DE MARCAS, TIPOS, CAPACIDADES Y NIVELES DE PRESIÓN DE LAS CALDERAS, USAREMOS COMO GUÍA INDICATIVA LA TABLA 3-1 PROPUESTA POR LA F.W.P.C.A. (FEDERAL WATER POLLUTION CONTROL ADMINISTRATION), QUE MUESTRA LOS RANGOS RECOMENDADOS EN LOS ANÁLISIS DE AGUAS DEAEREADAS Y DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS EN GENERAL.

CABE MENCIONAR QUE LA F.W.P.C.A. ES UN ORGANISMO OFICIAL DE LOS EE.UU. DE N.A. FACULTADO EN AQUEL PAÍS PARA FIJAR LOS CRITERIOS Y ESTÁNDARES DE CALIDAD DEL AGUA ESTATAL, SEGÚN EL ACTA

T A B L A 3 - 1

REQUISITOS DE CALIDAD DEL AGUA EN EL PUNTO DE CONSUMO PARA GENERACION DE VAPOR.
(LAS UNIDADES SON MG/LT. A MENOS QUE SE INDIQUE OTRA COSA)

CARACTERÍSTICAS E INDICADORES SIGNIFICATIVOS DE CALIDAD:	CALIDAD DEL AGUA ANTES DE LA DOSIFICACIÓN DE SUSTANCIAS USADAS PARA ACONDICIONAMIENTO INTERNO (1)			
	U S O S I N D U S T R I A L E S			PLANTAS ELECTRICAS
	BAJA PRESION 0-150 PSIG	MEDIA PRESION 150-700 PSIG	ALTA PRESION 700 - 1500 PSIG	1500 - 5 000 PSIG
SÍLICE (SiO ₂)	30	10	0.7	0.01
ALUMINIO (Al)	5	0.1	0.01	0.01
FIERRO (Fe)	1	0.3	0.05	0.01
MANGANESO (Mn)	0.3	0.1	0.01	0.01
CALCIO (Ca)	(2)	(3)	(3)	(4)
MAGNESIO (Mg)	(2)	(3)	(3)	(4)
AMONIO (NH ₄)	0.1	0.1	0.1	0.7
BICARBONATO (HCO ₃)	170	120	48	5.7
SULFATO (SO ₄)	(2)	(2)	(2)	(4)
CLORURO (Cl)	(2)	(2)	(2)	(4)
SÓLIDOS DISUELTOS	700	500	200	0.5
COBRE (Cu)	0.5	0.05	0.05	0.01
ZINC (Zn)	(2)	(3)	(3)	(3)
DUREZA (CaCO ₃)	20	30	30	30
ACIDEZ MINERAL LIBRE (CaCO ₃)	(3)	(3)	(3)	(3)
ALCALINIDAD (CaCO ₃)	140	100	40	(3)
PH (UNIDADES)	8.0 - 10.0	8.2 - 10.0	8.2 - 9.0	8.8 - 9.2
COLOR (UNIDADES JACKSON)	(2)	(2)	(2)	(2)
MATERIA ORGÁNICA:				
- SUSTANCIAS ACTIVAS AL AZUL DE METILENO	1	1	0.5	(3)
- EXTRACTO DE TETRACLORURO DE CARBONO	1	1	0.5	(3)
DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO (O ₂)	5	5	0.5	(3)
OXÍGENO DISUELTO (O ₂)	2.5	0.007	0.007	0.007
TEMPERATURA, (°F)	(2)	(2)	(2)	(2)
SÓLIDOS SUSPENDIDOS	10	5	(3)	(3)
CONDUCTIVIDAD μmho				1.0

- (1) VER CAPÍTULO.
- (2) ACEPTADO TAL COMO VIENE EN EL AGUA SI CUMPLE CON LA CANTIDAD INDICADA DE SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS U OTROS VALORES LÍMITES: DUREZA, ETC.
- (3) CERO, NO DETECTABLE EN PRUEBAS.
- (4) CONTROLADO POR TRATAMIENTO PARA OTROS COMPONENTES.

N O T A : LA APLICACIÓN DE LOS VALORES ANTERIORES ESTÁ BASADA EN LA PARTE 23 DE LOS ESTÁNDARES A.S.T.M. O LOS MÉTODOS ESTÁNDARES A.P.H.A. PARA ANÁLISIS DE AGUAS.

FEDERAL DEL CONTROL DE LA CONTAMINACIÓN DEL AGUA (30/JUNIO/1967).

LA TABLA 3-1 CONTIENE LA CALIDAD REQUERIDA PARA EL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS, SEGÚN LA PRESIÓN DEL VAPOR GENERADO, Y ES VÁLIDA PARA LAS SIGUIENTES CONDICIONES:

- EL AGUA CONSIDERADA ES LA QUE SE EMPLEA PARA GENERACIÓN DE VAPOR PRÁCTICAMENTE EN TODAS LAS INDUSTRIAS, INCLUYENDO PLANTAS TERMOELÉCTRICAS.
- POR DEFINICIÓN, EL AGUA EMPLEADA PARA GENERACIÓN DE VAPOR QUE SE PONE EN CONTACTO DIRECTO CON ALGÚN PRODUCTO, SE CONSIDERA COMO AGUA DE PROCESO Y, POR LO TANTO, NO SE INCLUYE EN ESTA TABLA.
- LOS REQUERIMIENTOS DE CALIDAD SON LOS ESTABLECIDOS EN EL PUNTO DE CONSUMO PARA GENERACIÓN DE VAPOR.
- LOS VALORES REPORTADOS CORRESPONDEN A AGUAS QUE YA HAN SIDO SOMETIDAS A TRATAMIENTO EXTERNO (*), PERO QUE TODAVÍA NO HAN RECIBIDO NINGUNA DOSIFICACIÓN DE REACTIVOS QUÍMICOS DE ACONDICIONAMIENTO INTERNO (**).

POR OTRA PARTE, TENEMOS QUE LA TABLA 3-1, JUNTO CON TODA LA INFORMACIÓN DE USO GENERAL, NO IMPLICA QUE AGUAS DE PEOR O MEJOR CALIDAD NO PUEDAN SER UTILIZADAS PARA LOS PROPÓSITOS MENCIONADOS EN CIERTOS CASOS ESPECÍFICOS. LOS VALORES REPORTADOS DE LA CALIDAD REQUERIDA DEL AGUA EN EL PUNTO DE CONSUMO SÓLO SIRVEN COMO GUÍA INDICATIVA.

(*) POR EJEMPLO: SUAVIZACIÓN CON CAL EN FRÍO, FILTRACIÓN POR GRAVEDAD Ó A PRESIÓN, DESMINERALIZACIÓN POR INTERCAMBIO IÓNICO YA SEA EN LECHO FIJO O BIEN CONTÍNUO, DEAERACIÓN TÉRMICA, ETC. VÉASE EL PUNTO 3.2.4.

(**) POR EJEMPLO: DOSIFICACIÓN DE HIDRAZINA, SULFITOS, ETC., O DEAERACIÓN QUÍMICA. VER PUNTOS 1.5.1 Y 3.2.4.

EN LA TABLA 3-1 LAS CONCENTRACIONES MÁXIMAS DEL AGUA DE REPUESTO PARA ALIMENTACIÓN DE CALDERA, SE REFIEREN A LAS PRESIONES MÁXIMAS CITADAS DEL RANGO CORRESPONDIENTE PARA EL VAPOR GENERADO, CONSIDERANDO QUE SU TEMPERATURA NO EXCEDA EL 2% DE LA SATURACIÓN. PUEDE SUCEDER QUE, PARA CALDERAS QUE OPEREN A PRESIONES MÁS BAJAS ENTRE CADA RANGO, EL AGUA ACEPTE UNA CALIDAD TAMBIÉN MÁS BAJA, ADE MÁS DE QUE EN LA PRÁCTICA HAY MUCHAS VARIACIONES EN CUANTO A LAS EXIGENCIAS DE CALIDAD, DEBIDO A LAS MISMAS DIFERENCIAS DE CONSTRUCCIÓN Y OPEACIÓN DE LAS CALDERAS.

SIN EMBARGO, PARA CALDERAS DE IDÉNTICAS CARACTERÍSTICAS Y PRODUCIENDO VAPORES CON LOS MISMOS NIVELES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA, ENTRE MAYOR SEA EL GASTO DEL AGUA DE REPUESTO DE ALIMENTACIÓN, MAYOR DEBERÁ SER LA CALIDAD DE DICHA AGUA. ESTO OBEDECE AL HECHO DE QUE ENTRE MENOR SEA EL GASTO DEL RETORNO DE CONDENSADOS, CUYA CALIDAD ES SIEMPRE SUPERIOR A LA DEL AGUA DE REPUESTO, LA CONCENTRACIÓN TANTO EN SALES COMO GASES DISUELTOS DE LA MEZCLA RESULTANTE AGUA DE REPUESTO -RETORNO DE CONDENSADOS SEPÁ MAYOR.

EXISTEN TAMBIÉN OTRAS INFORMACIONES TÉCNICAS QUE PUEDEN AMPLIAR MÁS NUESTRO CRITERIO SOBRE LAS CARACTERÍSTICAS QUE DEBEN TENER LAS AGUAS DEAERADAS Y DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS EN GENERAL.

LA TABLA 3-2 CONTIENE LOS VALORES MÁXIMOS TOLERABLES DE LOS INDICADORES SIGNIFICATIVOS DE CALIDAD QUE DEBE TENER EL AGUA DE RECIRCULACIÓN DE CALDERA. ESTA TABLA ES UNA RECOPIACIÓN DE DATOS DE LA V. G. B. (VEREINIGUNG DER GROSSKESSEL-DESILTZER) DE ALEMANIA FEDERAL, Y DE CIERTOS FABRICANTES EUROPEOS DE CALDERAS.

T A B L A 3-2 .

CARACTERÍSTICAS QUÍMICAS REQUERIDAS PARA AGUA DE CALDERA.

PRESIÓN DE TRABAJO DE LA CALDERA	HASTA 15 BAR			15 - 30 BAR			30 - 45 BAR		45 - 75 BAR		75-100 BAR		
TIPO DE CALDERA	A	B	C	A	B	C	B	C	B	C	B	C	
PH A 25°C	MÁXIMO	12	12	12	11.7	11.7	11.7	11.2	11.2	11.2	11.2	10.8	10.8
	MÍNIMO	11	11	11	11	11	11	10.6	10.6	10.6	10.3	10.3	10.3
ALCALINIDAD TOTAL (PPM CaCO ₃)	MÁXIMO	1400	1200	1000	1200	1000	800	600	600	300	150	40	35
	MÍNIMO	250	250	250	250	250	250	200	200	100	70	0	0
Na ₃ PO ₄ (MG/LT)	MÍNIMO	0	0	100	100	100	100	70	70	40	30	13	13
Si O ₂ (MG/LT)	MÁXIMO	200	200	200	150	150	120	60	60	40	15	4	3
SiO ₂ (MG/LT)													
HCO ₃ (PPM CaCO ₃)	MÁXIMO	2.5	2.5	2.5	1.5	1.5	1.5	1	1	1	1	0	0
NaOH LIBRE (MG/LT)	MÁXIMO	0	0	0	0	0	0	240	240	30	30	8	8
SALINIDAD TOTAL (G/LT)	MÁXIMO	8	8	8	5	5	4	2.5	2	1.5	1	0.75	0.5

CLAVES PARA TIPOS DE CALDERAS:

A = CALDERAS DE TUBOS DE HUMO.

B = CALDERAS DE TUBOS DE AGUA CON CIRCULACIÓN NATURAL.

C = CALDERAS DE TUBOS DE AGUA CON CIRCULACIÓN FORZADA.

NOTA : 1 BAR = 14.504 Psig.

AUNADO A LA TABLA 3-2, SE TIENEN LAS SIGUIENTES CONDICIONES:

- EL AGUA DE REPUESTO O ALIMENTACIÓN DE CALDERA DEBE TENER UNA DUREZA DE CERO, AUNQUE SE PUEDE TOLERAR HASTA 2 A 5 PPM MÁXIMO COMO CaCO_3 EN EL AGUA DE CIRCULACIÓN DE CALDERA, EN CASO DE PRESIONES BAJAS DEL VAPOR GENERADO Y CUANDO HAY DOSIFICACIÓN DE FOSFATO O ALGÚN REACTIVO DISPERSANTE.
- PARA CALDERAS QUE PRODUCEN VAPOR CON UNA PRESIÓN SUPERIOR A LOS 1450.0 Psig (100 BAR), LA DUREZA DEL AGUA DE CIRCULACIÓN (AGUA DE CALDERA) DEBE SER INFERIOR A 0.10 - 0.20 PPM COMO CaCO_3 , CON LO QUE LA PRUEBA DE LA REACCIÓN DE LOS ELEMENTOS ALCALINO-TÉRREOS POR EL MÉTODO DEL COMPLEXÓN DEBE DAR RESULTADO NEGATIVO.
- EL AGUA DE CIRCULACIÓN DE CALDERA DEBERÁ TENER UNA DUREZA DE CERO SI EL PH ES SUPERIOR A 10.0, AÚN SI SE DOSIFICA FOSFATO TRISÓDICO O CUALQUIER OTRO DISPERSANTE.

EN LOS EE.UU. DE N.A., EL FABRICANTE DE CALDERAS BABCOCK & WILCOX Co. EMITIÓ EN 1969 SUS REQUERIMIENTOS DE CALIDAD DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN PARA GENERACIÓN DE VAPOR, EXCLUSIVA PARA EL FIERRO, COBRE Y OXÍGENO, ELEMENTOS CAUSANTES DE CORROSIÓN, SEGÚN SE APRECIÁ EN LA TABLA 3-3, APLICABLE PARA CALDERAS ACUOTUBULARES OPERANDO CON LAS PRESIONES QUE SE INDICAN.

ES MUY IMPORTANTE DESTACAR QUE, HASTA AQUÍ, Y POR LO QUE TOCA A LAS TABLAS 3-1, 3-2 Y 3-3, HEMOS CONSIDERADO QUE LAS CALIDADES DE AGUA CORRESPONDEN A SISTEMAS DONDE EL VAPOR GENERADO EN LAS CALDERAS PUEDE PASAR AÚN A UN SOBRE-CALENTADOR Y/O A UNA TURBI

T A B L A 3 - 3

REQUERIMIENTOS DE CALIDAD DE AGUA PARA ALIMENTACION-CALDERAS ACUOTUBULARES

PRESIÓN DE TRABAJO	MENOS DE 40 BAR	40 - 70 BAR	70 - 140 BAR
FIERRO (MG/LT)	0.1	0.05	0.01
COBRE "	0.05	0.05	0.005
Oxígeno "	0.007	0.007	0.007

1 BAR = 14.504 PSIG.

NA, POR LO QUE EL VAPOR DEBE ESTAR LIBRE DE SÓLIDOS DISUELTOS.

LA TABLA 3-4 CONTIENE EL ANTIGUO ESTÁNDAR DE CALIDAD - DE AGUA DE CALDERAS DE LA A. B. M. A. (AMERICAN BOILER MANUFACTURER'S ASSOCIATION). ACTUALMENTE ESTA TABLA NO TIENE VALIDEZ, YA QUE NO ES ADECUADA PARA CALDERAS DE MEDIA NI ALTA PRESIÓN. LA RAZÓN DE ESTO ESTRIBA EN QUE DICHO ESTÁNDAR FUE HECHO PARA USARSE - COMO GUÍA, DENTRO DE LA CUAL UNA CALDERA PODÍA SER OPERADA PARA - PRODUCIR VAPOR CON UN CONTENIDO MÁXIMO DE 1.0 PPM DE SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS; CONDICIÓN QUE DIFÍCILMENTE SE PRESENTA EN LA PRÁCTICA, YA QUE DICHA CALIDAD ES MUY BAJA Y SÓLO PODRÍA PERMITIRSE - EN CALDERAS DE BAJA PRESIÓN, ESTO ES, DE 0 A 100 PSIG.

EL MEOLLO DEL PROBLEMA EN LA TABLA 3-4 RESIDE EN QUE - EL CRITERIO SEGUIDO POR LA A.B.M.A. CUANDO PROPUSO DICHO ESTÁNDAR SE BASÓ EN LOS EFECTOS MECÁNICOS (*) QUE PRODUCE EN LA CALDERA EL VAPOR GENERADO CON EL AGUA SEGÚN LA CALIDAD DE ÉSTA, SIN TOMAR PARA NADA EN CUENTA LOS EFECTOS QUÍMICOS QUE OCASIONA EL VAPOR, - TANTO EN LAS CALDERAS COMO EN LOS CAMBIADORES PARA SOBRECALENTAR EL VAPOR Y EN LAS TURBINAS.

ESTE EFECTO MECÁNICO DEL VAPOR CONSISTE EN LA SEPARACIÓN DE PEQUEÑAS GOTAS DE AGUA DEL VAPOR, LO CUAL DEPENDE DE LA TENSION SUPERFICIAL DEL AGUA DE LA CALDERA. LA TENSION SUPERFICIAL EN EL AGUA DETERMINA EL TAMAÑO DE LAS BURBUJAS DE VAPOR FORMADAS SOBRE EL ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y LA FACILIDAD CON LA QUE ESTAS BURBUJAS COALESCEN Y SE COLAPSAN O REVIENTAN. UNA -

(*) ARRASTRE MECÁNICO POR LA PRESENCIA DE PEQUEÑAS GOTAS DE --- AGUA EN EL VAPOR.

T A B L A 3 - 4

ESTANDAR DE CALIDAD DE AGUA DE CALDERA
DE LA A.B.M.A. (AMERICAN BOILER MANUFACTURER'S ASSOCIATION)

PRESIÓN DE OPERACIÓN P. S. I. G.	SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS, PPM	ALCALINIDAD TOTAL, PPM.	SÓLIDOS SUSPEN- DIDOS, P P M	S I L I C E PPM SiO ₂
0 - 300	3 500	700	300	125
301 - 450	3 000	600	250	90
451 - 600	2 500	500	150	50
601 - 750	2 000	400	100	35
751 - 900	1 500	300	60	20
901 -1000	1 250	250	40	8
1001 -1500	1 000	200	20	2.5
1501 -2000	750	150	10	1.0
2001 Y MAYORES	500	100	5	0.5

N O T A :ESTA TABLA Y SUS VALORES NO TIENEN VALIDEZ.

(RECHAZADO POR LA A.B.M.A. EN 1964).

TENSIÓN SUPERFICIAL MÁS BAJA IMPLICA LA FORMACIÓN DE PEQUEÑAS BURBUJAS Y TIENDE A ESTABILIZARLAS EN EL DOMO DE VAPOR. EN ESTA FORMA, UNA CANTIDAD EXCESIVA DE GOTITAS DEL AGUA DE RECIRCULACIÓN DE CALDERA ENTRARÍA A LAS ETAPAS FINALES DE LOS EQUIPOS PARA SEPARACIÓN DEL VAPOR.

LA A. B. M. A. ESTIMÓ QUE LAS IMPUREZAS DEL AGUA DE CIRCULACIÓN DE CALDERA QUE OCASIONAN EL ARRASTRE MECÁNICO, SON LA ALCALINIDAD, LOS SÓLIDOS SUSPENDIDOS, LOS SÓLIDOS DISUELTOS Y LOS AGENTES SURFACTANTES ORGÁNICOS (ACEITES SAPONIFICADOS Y DETERGENTES SINTÉTICOS). LÓGICAMENTE, SI EL ARRASTRE MECÁNICO AUMENTA SEGÚN LA PRESIÓN DE OPERACIÓN, LOS SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS DEBEN ABATIRSE ENTRE MAYOR SEA DICHA PRESIÓN, A FIN DE MANTENER UNA DETERMINADA PUREZA EN EL VAPOR.

POR OTRA PARTE, Y COMO YA SE EXPUSO ANTES, PARA SISTEMAS QUE REQUIEREN DE AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERA A UN SOLO PASO, LA CALIDAD EXIGIDA ES MUCHO MAYOR QUE PARA SISTEMAS DONDE HAY RECIRCULACIÓN EN EL AGUA DE CALDERA. AUNQUE DICHS SISTEMAS NO SON COMUNES NI ABUNDANTES, EN LA TABLA 3-5 SE PRESENTA LA CALIDAD QUE DEBE REUNIR EL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERA A UN SOLO PASO, CUYOS VALORES ESTÁN BASADOS EN ESTÁNDARES PUBLICADOS POR LOS COMITÉS TÉCNICOS DE INDUSTRIAS FABRICANTES DE CALDERAS EN EE.UU. DICHA TABLA CONTIENE ADEMÁS LAS EXIGENCIAS DE CALIDAD PARA AGUAS DE PROCESO PARA LA MANUFACTURA DE ELEMENTOS SEMICONDUCTORES Y CINESCOPIOS PARA TELEVISORES; MERECIENDO EXPLICAR QUE, AUNQUE LA CALIDAD DE ESTAS AGUAS ES MUY PARECIDA A LA DESTINADA PARA CALDERAS (*),-

(*) TRIVIALMENTE ESTAS AGUAS RECIBEN EL NOMBRE DE "ULTRA-PURAS", Y SE CARACTERIZAN POR SU CONTENIDO DE SUSTANCIAS DISUELTAS - NO MAYOR DE 50 PPB (PARTES POR BILLÓN), O SEA 0,05 PPM (PARTE POR MILLÓN = 1 MG/LT).

T A B L A 3-5

TOLERANCIAS DE CALIDAD DE AGUAS "ULTRA-PURAS" PARA ALGUNAS APLICACIONES INDUSTRIALES.

APLICACIONES INDUSTRIALES	T O L E R A N C I A S , P P M							
	FIERRO (Fe)	COBRE (Cu)	MATERIA ORG. (O ₂ CONSUM.)	CLORO LIBRE (Cl)	SÓLIDOS TOTALES	RESISTENCIA ESPECÍF. MEGOHM-CM	PH	TAMAÑO PARTÍCULA
ALIM. CALD. UN SOLO PASO	0.005	0.005	SILICE 0.015 O ₂	CLORO: 0 (Cl) OXÍGENO: 0 (O ₂)	0.05 MÁX	10	9.3	-
SEMICONDUCTOR	0.005	0.005	1.0	0	TRAZAS	18	7.0	0.5 MÁX
CINESCOPIOS T.V.	0.005	0.005	0.5	0	TRAZAS	2-5	7.0	-

NO NECESARIAMENTE SE REQUIERE DE SU DEAERACIÓN, SIENDO SOLAMENTE AGUAS DESMINERALIZADAS Y PULIDAS.

POR OTRA PARTE, Y RESUMIENDO EN CONCRETO SOBRE LA CALIDAD QUE DEBEN TENER LAS AGUAS DEAERADAS Y DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS EN GENERAL, SE DEBE TENER PRESENTE QUE DICHA CALIDAD SE TENDRÁ QUE CONTROLAR SIEMPRE EN FORMA SISTEMÁTICA Y REGULAR, MANTENIÉNDOLA DENTRO DE LOS LÍMITES ADMISIBLES EFECTUANDO PURGAS CONVENIENTES, INDEPENDIENTEMENTE DE QUE EL AGUA DE REPUESTO CUMPLA CON SUS CORRESPONDIENTES EXIGENCIAS DE CALIDAD. SE ENTIENDE QUE SE DESEA TENER SIEMPRE UN SISTEMA EN DONDE LA MAGNITUD O PORCENTAJE DE DICHAS PURGAS SEA LO MENOR POSIBLE.

EL CÁLCULO DE LA PURGA QUE SE DEBE HACER AL AGUA DE UNA CALDERA ESTÁ BASADO EN EL BALANCE DE MATERIALES PARA LAS IMPUREZAS CONTENIDAS EN EL AGUA.

3.2.3.- ANÁLISIS TÍPICOS DE AGUAS CRUDAS DE SUMINISTRO.

EL OBJETO DE ESTE PUNTO ES EL DE DAR LA NOCIÓN GENERAL SOBRE LAS CARACTERÍSTICAS Y ANÁLISIS QUE PUEDEN TENER LAS AGUAS CRUDAS, SEAN SUPERFICIALES O DE POZO; ESTO ES, LAS QUE PROVIENEN DE LOS SUMINISTROS POTENCIALES EN NUESTRO MEDIO.

LAS AGUAS CRUDAS, ES DECIR, LAS QUE SE OBTIENEN DIRECTAMENTE DE LAS FUENTES DE SUMINISTRO Y QUE TODAVÍA NO HAN RECIBIDO NINGÚN TRATAMIENTO, SON AGUAS NATURALES DE RÍO (AGUAS SUPERFICIALES), DE POZO (AGUAS SUBTERRÁNEAS) O DE MAR, AUNQUE ÉSTAS ÚLTIMAS AÚN NO SE EXPLOTAN EN GRAN ESCALA EN NUESTRO PAÍS PARA USO -

EN CALDERAS, DADA LA DIFICULTAD TÉCNICA Y ECONÓMICA QUE REPRESENTA SU ACONDICIONAMIENTO E INCLUSIVE SU MANEJO. POR LO TANTO, EN ESTE TRABAJO NO CONSIDERAREMOS EL USO DEL AGUA DE MAR PARA ABASTECIMIENTO DE CALDERAS.

LAS IMPUREZAS QUE PUEDEN ENCONTRARSE EN LAS AGUAS NATURALES, SE CLASIFICAN EN TRES GRANDES GRUPOS:

- I.- IMPUREZAS IÓNICAS Y DISUELTAS.
- II.- IMPUREZAS NO IÓNICAS Y NO DISUELTAS (O SUSPENDIDAS).
- III.- IMPUREZAS GASEOSAS.

LA TABLA 3-6 AGRUPA LAS PRINCIPALES IMPUREZAS QUE PUEDE TENER CUALQUIER AGUA CRUDA NATURAL, DE ACUERDO CON LA CLASIFICACIÓN ANTES CITADA.

POR OTRA PARTE, LA F.W.P.C.A. (FEDERAL WATER POLLUTION CONTROL ADMINISTRATION) RECABÓ LOS VALORES DE CONCENTRACIÓN MÁXIMA PARA AGUAS CRUDAS SUPERFICIALES, ES DECIR LAS CARACTERÍSTICAS DE MAYOR DIFICULTAD QUE HAN TENIDO LAS AGUAS SUPERFICIALES QUE, MEDIANTE UN DETERMINADO TRATAMIENTO CON PROCESOS REALES Y YA EXISTENTES, EN PLENO FUNCIONAMIENTO EN LOS E. U., HAN PRODUCIDO AGUAS APTAS PARA REPUESTO DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS EN DICHO PAÍS. VÉASE LA TABLA 3-7. SIN EMBARGO, PARA EL CASO DE NUESTRO PAÍS, SE LLEGAN A PRESENTAR PROBLEMAS ADICIONALES COMO SON EL ALTO CONTENIDO DE SÍLICE EN ALGUNAS FUENTES DE SUMINISTRO.

T A B L A 3 - 6

PRINCIPALES IMPUREZAS DE AGUAS NATURALES.

IMPUREZAS IONICAS Y DISUELTAS:		IMPUREZAS NO IONICAS Y NO DISUELTAS:	IMPUREZAS GASEOSAS:
CATIONICAS:	ANIONICAS:		
CALCIO	BICARBONATO	TURBIDEZ, ALUVIÓN, ARCILLA, LODO Y OTRAS - MATERIAS SUSPENDIDAS. COLOR (***) MATERIA ORGÁNICA (****) SÍLICE COLOIDAL MICRO-ORGANISMOS Y PLANCTON BACTERIAS GRASAS Y ACEITES PRODUCTOS DE LA CORROSIÓN	BIÓXIDO DE CARBONO. ACIDO SULFÚDRICO. AMONÍACO. METANO. OXÍGENO. CLORO
MAGNESIO	CARBONATO		
SODIO	HIDRÓXIDO		
POTASIO	SULFATO		
FIERRO	CLORURO		
MANGANESO	NITRATO		
AMONIO	FOSFATO		
	SÍLICE		
MATERIAS DISUELTAS:			
MATERIA ORGÁNICA (*)			
COLOR (**)			

(*) EJ.: HUMATOS, CLORAMINAS, ETC.
 (***) EJ.: FIERRO, COBRE, ETC.
 (****) EJ.: DE TURBIDEZ Y/O DE MATERIA ORGÁNICA.
 (*****) EJ.: TANINOS, MATERIA ORGÁNICA COLOIDAL.

T A B L A 3 - 7

CARACTERISTICAS DE CALIDAD CRITICA DE AGUAS SUPERFICIALES EMPLEADAS PARA GENERACION DE VAPOR.

(LAS UNIDADES SON MG/LT, A MENOS QUE SE INDIQUE OTRA COSA, Y LOS VALORES SON LOS MÁXIMOS REGISTRADOS EN EE.UU. HASTA 1970).

	CARACTERISTICAS DE CALIDAD DE AGUAS CRUDAS SUPERFICIALES DESTINADAS PARA CALDERAS.		
	U S O S I N D U S T R I A L E S		PLANTAS ELECTRICAS
	BAJA Y MEDIA PRESIÓN 0 - 700 PSIG	ALTA PRESIÓN 700 - 1500 PSIG	ALTA PRESIÓN 1500 - 5000 PSIG
SÍLICE (SiO ₂)	150	150	150
ALUMINIO (Al) ²	3	3	3
FIERRO (Fe)	80	80	80
MANGANESO (Mn)	10	10	10
COBRE (Cu)	(2)	(2)	(2)
ZINC (Zn)	(2)	(2)	(2)
CALCIO (Ca)	(2)	(2)	(2)
MAGNESIO (Mg)	(2)	(2)	(2)
AMONÍACO (NH ₃)	(2)	(2)	(2)
BICARBONATO (HCO ₃)	600	600	600
SULFATO (SO ₄)	1,400	1,400	1,400
CLORURO (Cl)	19,000	19,000	19,000
NITRATO (NO ₃)	(2)	(2)	(2)
FOSFATO (PO ₄)	(2)	(2)	(2)
SÓLIDOS DISUELTOS	35,000	35,000	35,000
DUREZA (CaCO ₃)	5,000	5,000	5,000
ACIDEZ MINERAL LIBRE (CaCO ₃)	1,000	1,000	1,000
ALCALINIDAD TOTAL (CaCO ₃)	500	500	500
PH	(2)	(2)	(2)
COLOR UNIDADES	1,200	1,200	1,200
MATERIA ORGÁNICA:			
- SUSTANCIAS ACTIVAS AL AZUL DE METILENO:	1	2	10
- EXTRACTO DE TETRACLORURO DE CARBONO:	100	100	100
DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO(O ₂)	100	100	500
OLOR	(2)	(2)	(2)
ACIDO SULFÚDRICO (H ₂ S)	(2)	(2)	(2)
OXÍGENO DISUELTO (O ₂)	(2)	(2)	(2)
TEMPERATURA (°F)	120	120	120
SÓLIDOS SUSPENDIDOS	15,000	15,000	15,000

(2) ACEPTADO TAL COMO VIENE EN EL AGUA SI CUMPLE CON LA CANTIDAD INDICADA DE SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS Y SUSPENDIDOS U OTROS VALORES LÍMITES: DUREZA, MATERIA ORGÁNICA, ETC.; NUNCA HA SIDO PROBLEMA A LAS CONCENTRACIONES ENCONTRADAS.

NOTA: LA APLICACIÓN DE LOS VALORES ANTERIORES ESTÁ BASADA EN LA PARTE 23 DE LOS ESTÁNDARES ASTM O LOS MÉTODOS ESTÁNDARES APHA PARA ANÁLISIS DE AGUAS.

3.2.4.- PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA ALIMENTACIÓN DE - CALDERAS.

LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS PARA ALIMENTACIÓN DE CALDERAS ESTÁN SIEMPRE EN FUNCIÓN DE LAS CARACTERÍSTICAS DEL - AGUA CRUDA ANTES DE TRATAMIENTO, DE LA CALIDAD ESPECIFICADA PARA EL AGUA TRATADA QUE HABRÁ DE SERVIR PARA LA REPOSICIÓN DE ALIMENTACIÓN EN LAS CALDERAS, Y DE LA MISMA CAPACIDAD DE GASTO O FLUJO DE AGUA QUE DEBEN TENER LOS SISTEMAS.

POR LO TANTO, TENEMOS QUE EL PROCESO COMPLETO DE TRATAMIENTO SELECCIONADO EN CUALQUIER CASO PARA EL AGUA, ADEMÁS DE PROPORCIONAR LA CAPACIDAD EN FLUJO O GASTO NECESARIO EN LA PLANTA, - DEBE GARANTIZAR LA CALIDAD REQUERIDA PARA EL AGUA TRATADA, EN EL PUNTO DE UTILIZACIÓN CORRESPONDIENTE, PARTIENDO DE LAS CARACTERÍSTICAS Y CONDICIONES INICIALES DEL AGUA CRUDA, ES DECIR, LA QUE SE OBTIENE DIRECTAMENTE DE LA FUENTE DE ABASTECIMIENTO, AÚN SIN TRATAMIENTO.

HASTA LA FECHA, LOS PROCESOS POSIBLES PARA EL TRATAMIENTO DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS SON MUY VARIADOS Y NUMEROSOS. LA F.W.P.C.A. (FEDERAL WATER POLLUTION CONTROL ADMINISTRATION) PUBLICÓ UNA LISTA DE LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO UTILIZADOS UNIVERSALMENTE PARA AGUAS DE REPUESTO DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS, INCLUYENDO LOS PROCESOS DE ACONDICIONAMIENTO INTERNO COMÚNMENTE APLICADOS; ESTO SE MUESTRA EN LA TABLA 3-8.

EVIDENTEMENTE, NO TODOS LOS PROCESOS QUE APARECEN EN LA TABLA 3-8 TIENEN POR QUÉ USARSE EN TODOS LOS CASOS QUE SE PRE-

T A B L A 3 - 8

PROCESOS DE TRATAMIENTO APLICADOS PARA AGUA DE REPUESTO DE ALIMENTACION DE CALDERAS.

<u>F U N C I O N</u>	<u>P R O C E S O S</u>
ELIMINACIÓN DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS Y COLOIDES -----	{ CRIBADO SEDIMENTACIÓN COAGULACIÓN - FLOCULACIÓN FILTRACIÓN AEREAÇÃO
MODIFICACIÓN DE SÓLIDOS DISUELTOS - SUAVIZACIÓN -----	{ CAL EN FRIO - CAL - SODA EN CALIENTE INTERCAMBIO CATIONICO (SODIO) CAL EN CALIENTE - ZEOLITA
REDUCCIÓN DE ALCALINIDAD -----	{ INTERCAMBIO CATIONICO (HIDRÓGENO) INTERCAMBIO CATIONICO (HIDRÓGENO Y SODIO) INTERCAMBIO ANIÓNICO
ELIMINACIÓN DE SÓLIDOS DISUELTOS -----	{ EVAPORACIÓN DESMINERALIZACIÓN
ELIMINACIÓN DE GASES DISUELTOS -----	{ DEGASIFICACIÓN MECÁNICA (*) DEGASIFICACIÓN AL VACÍO DEAEREAÇÃO TÉRMICA
ACONDICIONAMIENTO INTERNO -----	{ AJUSTE DEL PH SECUESTRO DE LA DUREZA PRECIPITACIÓN DE LA DUREZA INHIBICIÓN DE CORROSIÓN - GENERAL FRAGILIZACIÓN DE LA CORROSIÓN REDUCCIÓN DE OXÍGENO CORROSIVO DISPERSIÓN DE LODOS

(*) DEGASIFICACIÓN FÍSICA - ATMOSFÉRICA.

SENTEN, YA QUE PUEDE HABER UNA AGUA CRUDA CUYA CALIDAD ES TAN BUENA QUE ALGUNOS TRATAMIENTOS SON INNECESARIOS, O BIEN LA CALIDAD ESPECIFICADA PARA EL AGUA TRATADA NO ES TAN SEVERA Y ASÍ ALGUNOS TRATAMIENTOS SALEN SOBRANDO.

PARA PODER SELECCIONAR EL PROCESO ADECUADO MEDIANTE EL CUAL SE ELIMINEN LAS IMPUREZAS QUE TRAIGA EL AGUA CRUDA, SEGUIREMOS EL MISMO CRITERIO DE LA TABLA 3-6, DE ACUERDO CON LA CLASIFICACIÓN GENERAL DE LAS IMPUREZAS TÉCNICAMENTE MÁS IMPORTANTES QUE TIENEN LAS AGUAS NATURALES.

EN LA TABLA 3-9 SE PRESENTAN LOS PROCESOS RECOMENDADOS Y UTILIZADOS NORMALMENTE PARA ELIMINAR LAS IMPUREZAS DISUELTAS O DE CARÁCTER IÓNICO.

LA TABLA 3-10 PRESENTA LOS PROCESOS RECOMENDADOS Y APLICADOS NORMALMENTE PARA ELIMINAR LAS IMPUREZAS NO DISUELTAS O DE CARÁCTER NO IÓNICO.

LA TABLA 3-11 PRESENTA LOS PROCESOS RECOMENDADOS Y USADOS NORMALMENTE PARA ELIMINAR IMPUREZAS GASEOSAS.

ENTRE LOS PROCESOS REPORTADOS EN DICHAS TABLAS, OCUPA ACTUALMENTE UN LUGAR RELEVANTE LA DESMINERALIZACIÓN POR INTERCAMBIO IÓNICO, AUNQUE OTROS PROCESOS MÁS ANTIGUOS COMO LOS DE CAL EN FRÍO Y EN CALIENTE TODAVÍA SE USAN SUSTITUYENDO A LA DESMINERALIZACIÓN EN DETERMINADOS CASOS COMO POR EJEMPLO PARA TRATAR EL AGUA DE REPUESTO DE CALDERAS DE BAJA Y MEDIA PRESIÓN. TAMBIÉN HAY TRATAMIENTOS QUE SE DEBEN DAR ANTES DE LA DESMINERALIZACIÓN, YA SEA PARA REDUCIR LA CARGA DE INTERCAMBIO IÓNICO QUE LLEGUE A LAS RESINAS, COMO ES EL PRETRATAMIENTO CON CAL EN FRÍO PARA LA REDUCCIÓN DE LA ALCALINIDAD Y LA DUREZA LIGADA A LA ALCALINIDAD, O BIEN PARA ELIMINAR TO-

T A B L A 3-9

PROCESOS PARA LA ELIMINACION DE IMPUREZAS IONICAS DE AGUAS NATURALES.

I M P U R E Z A S

P R O C E S O S

CATIONES:

1. CALCIO Y MAGNESIO.

- A. PROCESO DE CAL-SODA EN FRÍO, TIBIO O EN CALIENTE: PRECIPITACIÓN, DECANTACIÓN Y FILTRACIÓN.
- B. INTERCAMBIO CATIONICO CICLO SODIO.
- C. DESMINERALIZACIÓN POR INTERCAMBIO IÓNICO.

2. SODIO, POTASIO Y AMONIO.

- A. INTERCAMBIO CATIONICO CICLO HIDRÓGENO, SI LOS BICARBONATOS PRESENTES EXCEDEN LA DUREZA TOTAL.
- B. DESMINERALIZACIÓN POR INTERCAMBIO IÓNICO.

3. FIERRO Y MANGANESO.

- A. OXIDACIÓN (AEREACIÓN), PRECIPITACIÓN, DECANTACIÓN (SI HAY GRANDES CANTIDADES PRESENTES) Y -- FILTRACIÓN. PUEDE REQUERIRSE LA DOSIFICACIÓN DE CLORO Y ÁLCALI (SOSA O CAL).
- B. FILTRACIÓN SOBRE CAMA DE ZEOLITA DE MANGANESO.
- C. INTERCAMBIO CATIONICO CICLO SODIO.
- D. DESMINERALIZACIÓN POR INTERCAMBIO IÓNICO.

ANIONES:

4. ALCALINIDAD.

- A. PROCESO DE CAL EN FRÍO, TIBIO O EN CALIENTE: PRECIPITACIÓN, DECANTACIÓN Y FILTRACIÓN. (SIN SODA ASH).
- B. INTERCAMBIO CATIONICO CICLO HIDRÓGENO Y DESCARBONATACIÓN POR DESGASIFICACIÓN ATMOSFÉRICA.
- C. ESCISIÓN DE SALES ("SALT SPLITTING") POR INTERCAMBIO ANIÓNICO CICLO CLORURO O DESALCALINIZACIÓN.

5. SULFATO, CLORURO, NITRATO Y FOSFATO.

- A. DESMINERALIZACIÓN POR INTERCAMBIO IÓNICO.

6. SÍLICE.

- A. ADSORCIÓN POR HIDRÓXIDO FÉRRICO PRECIPITADO DOSIFICANDO SULFATO FÉRRICO: DECANTACIÓN Y FILTRACIÓN.
- B. ADSORCIÓN POR HIDRÓXIDO DE MAGNESIO, FORMADO POR LA DOSIFICACIÓN DE CAL O CAL DOLOMÍTICA: DECANTACIÓN Y FILTRACIÓN. LA DOSIFICACIÓN DE MAGNESIA ACTIVADA EN EL PROCESO CAL EN CALIENTE O EN TIBIO ES RECOMENDABLE.
- C. ESCISIÓN DE SALES ("SALT SPLITTING") POR INTERCAMBIO ANIÓNICO CICLO HIDRÓXIDO O DESILIZACIÓN.
- D. DESMINERALIZACIÓN POR INTERCAMBIO IÓNICO.

7. MATERIA ORGÁNICA Y COLOR.

- A. VER TABLA 4-11. LA MATERIA ORGÁNICA Y COLOR DE CARÁCTER IÓNICO O DISUELTO SE ELIMINAN POR MEDIO DE LOS MISMOS PROCESOS QUE PARA ELIMINAR LOS DE CARÁCTER NO-IÓNICO.

T A B L A 3 - 10

PROCESOS PARA LA ELIMINACIÓN DE IMPUREZAS NO IONICAS Y NO DISUELTAS DE AGUAS NATURALES.

I M P U R E Z A S	P R O C E S O S
1. TURBIDEZ Y MATERIAS EN SUSPENSIÓN.	A. FILTRACIÓN SOLA PARA PEQUEÑAS CANTIDADES DE TURBIDEZ, DOSIFICANDO REACTIVOS COAGULANTES DIRECTAMENTE ANTES DE LOS FILTROS SI SE DESEA UN EFLUENTE MÁS CLARO. B. COAGULACIÓN, DECANTACIÓN Y FILTRACIÓN PARA CANTIDADES CONSIDERABLES DE TURBIDEZ; LA PRECLORACIÓN USUALMENTE ES BENEFICIOSA; DOSIFICACIÓN DE ÁLCALI (NORMALMENTE CAL), SI SE REQUIERE PARA AJUSTAR EL PH A SU VALOR ÓPTIMO PARA COAGULAR; LA AYUDA DE COAGULACIÓN CON REACTIVOS PUEDE MEJORAR LOS FLÓCULOS.
2. COLOR.	IGUAL A I.B., PERO ADEMÁS DOSIFICANDO ARCILLA, BENTONITA U OTRO AGENTE PARA AUMENTAR LA DENSIDAD DE LOS FLÓCULOS, SOBRE TODO SI EL AGUA TIENE BAJAS CANTIDADES DE MATERIAS EN SUSPENSIÓN.
3. MATERIA ORGÁNICA.	A. IGUAL A I.B. B. DOSIFICACIÓN DE AGENTES ESTERILIZANTES OXIDANTES, TALES COMO EL CLORO Y PERMANGANATO. C. ADSORCIÓN SOBRE CAMA DE CARBÓN ACTIVADO GRANULAR O PULVERIZADO. D. ADSORCIÓN POR INTERCAMBIADORES ANIÓNICOS.
4. SÍLICE COLOIDAL.	A. IGUAL A I.B. B. RECIRCULACIÓN DE LA PURGA DE LA CALDERA HACIÉNDOLA PASAR POR LA PLANTA DESMINERALIZADORA.
5. PLANCTON Y BACTERIAS.	A. IGUAL A I.B. B. SOBRECLOREACIÓN.
6. GRASAS Y ACEITES.	A. IGUAL A I.B. B. DOSIFICACIÓN DE FLÓCULOS PREFORMADOS DE SULFATO DE ALUMINIO Y FILTRACIÓN.
7. PRODUCTOS DE CORROSIÓN EN CONDENSADOS.	A. FILTRACIÓN EN CARTUCHOS DE FIBRA DE CELULOSA. B. INTERCAMBIO CATIONICO. C. ADSORCIÓN EN INTERCAMBIADORES CATIONICOS REGENERADOS CON AMONÍACO, PARA DRENES DE CALENTADORES. D. FILTRACIÓN E INTERCAMBIO IÓNICO COMBINADOS CON DESMINERALIZACIÓN EN LECHOS MEZCLADOS.

T A B L A 3 - 11

PROCESOS PARA LA ELIMINACIÓN DE IMPUREZAS GASEOSAS DE AGUAS NATURALES.

I M P U R E Z A S	P R O C E S O S
1. BIÓXIDO DE CARBONO.	A. AERACIÓN CON AERADOR ABIERTO. B. DESGASIFICACIÓN FÍSICA ATMOSFÉRICA CON DESGASIFICADOR (DESCARBONADOR) DE TIRO FORZADO. C. DESGASIFICACIÓN FÍSICA AL VACÍO CON DESGASIFICADOR DE VACÍO. D. DEAERACIÓN TÉRMICA CON DEAERADOR TÉRMICO, PARA AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS.
2. ACIDO SULFÚDRICO.	A. AERACIÓN O DESGASIFICACIÓN COMO 1.A Ó 1.B. B. CLORACIÓN. C. AERACIÓN (COMO 1.A Ó 1.B) MÁS CLORACIÓN.
3. AMONÍACO.	INTERCAMBIO CATIONICO CICLO HIDRÓGENO, SI EL AMONÍACO ESTÁ PRESENTE COMO NH_4^+ (AMONIO IÓNICO).
4. METANO.	AERACIÓN O DESGASIFICACIÓN COMO 1.A Ó 1.B.
5. OXÍGENO.	A. DESGASIFICACIÓN FÍSICA AL VACÍO CON DESGASIFICADOR DE VACÍO. B. DEAERACIÓN TÉRMICA CON DEAERADOR TÉRMICO, PARA AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS. C. DESGASIFICACIÓN QUÍMICA DOSIFICANDO SULFITO DE SODIO O HIDRAZINA. D. ADSORCIÓN EN INTERCAMBIADOR ANIÓNICO REGENERADO CON SULFITO DE SODIO Y SOSA.
6. CLORO RESIDUAL EN EXCESO.	A. DECLORACIÓN (DESGASIFICACIÓN QUÍMICA) DOSIFICANDO REACTIVOS REDUCTORES TALES COMO SULFITO DE SODIO Y ÁCIDO SULFUROSO. B. ADSORCIÓN SOBRE CAMA DE CARBÓN ACTIVADO GRANULAR O PULVERIZADO. C. FILTRACIÓN (ADSORCIÓN) A TRAVÉS DE SULFITO DE CALCIO GRANULAR.

DAS AQUELLAS IMPUREZAS QUE PUDIERAN ENSUCIAR O ENVENENAR A LAS RESINAS, COMO SON EL COLOR, LA TURBIDEZ, LA MATERIA ORGÁNICA Y EL CLORO LIBRE.

LA DESCRIPCIÓN COMPLETA DE TODOS ESTOS PROCESOS SE PUEDE ENCONTRAR EN LA LITERATURA GENERAL.

EN CONCLUSIÓN, TENEMOS QUE CASI TODAS LAS INDUSTRIAS NECESITAN DEL USO DEL AGUA PARA GENERACIÓN DE VAPOR. SIN EMBARGO, ESTE USO PUEDE PRESENTARSE EN UNA MUY AMPLIA VARIEDAD DE CONDICIONES QUE REQUIEREN DE UN RANGO TAMBIÉN MUY AMPLIO DE CRITERIOS DE CALIDAD DE AGUA.

POR EJEMPLO, PUEDE HABER VAPOR QUE SE GENERA EN CALDERAS QUE OPERAN A PRESIONES FLUCTUANDO DESDE MENOS DE 10 PSIG PARA CALEFACCIÓN O ACONDICIONAMIENTO DE AIRE, HASTA MÁS DE 3,500 PSIG PARA GENERACIÓN DE CORRIENTE ELÉCTRICA EN PLANTAS TERMOELÉCTRICAS. PARA CUALQUIER PRESIÓN DE OPERACIÓN ESPECÍFICA DE UNA CALDERA, EL CRITERIO DE CALIDAD DE AGUA DEPENDE DE MUCHOS FACTORES, ADEMÁS DE LA TEMPERATURA DEL AGUA EN EL EQUIPO GENERADOR DE VAPOR. EN ESTA FORMA, LA CANTIDAD DE DUREZA POTENCIALMENTE FORMADORA DE INCRUSTACIONES QUE ESTÁ PRESENTE EN EL AGUA DE REPUESTO PARA UNA CALDERA DE PRESIÓN MUY BAJA ES DE MUY Poca IMPORTANCIA CUANDO EL VAPOR SE DESTINA PARA CALEFACCIÓN, EN COMPARACIÓN CON EL VAPOR USADO PARA HUMIDIFICACIÓN DE AIRE. EN EL PRIMER CASO, PRÁCTICAMENTE TODO EL VAPOR SE RETORNA A LA CALDERA COMO CONDENSADO, MIENTRAS QUE EN EL SEGUNDO CASO, NADA DE VAPOR SE RECUPERA NI SE RETORNA A LA CALDERA. AÚN CUANDO SE OPERA A LA MISMA PRESIÓN EN EL DOMO DE UNA CALDERA Y CON EL MISMO GASTO DE REPOSICIÓN, UNA DUREZA MAYOR PUEDE TOLERARSE

EN EL AGUA DE REPUESTO DE CALDERAS CON CARGAS BAJAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR QUE CON CALDERAS CON CARGAS ALTAS.

CON ESTOS EJEMPLOS, PUEDE DEMOSTRARSE QUE NINGÚN CRITERIO GENERAL PARA ESTABLECER LA CALIDAD DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERAS PUEDE APLICARSE DIRECTAMENTE A UNA PLANTA O CALDERA DETERMINADA SIN CONSIDERAR MÁS A FONDO LAS PRESIONES Y TEMPERATURAS DE OPERACIÓN, EL PROPIO DISEÑO O TIPO DE LA CALDERA, LOS GASTOS DEL AGUA DE REPUESTO Y LOS USOS QUE SE LE DA AL VAPOR. TODOS ESTOS FACTORES AFECTAN LA NATURALEZA DE LOS PROBLEMAS CAUSADOS POR EL AGUA, LOS CUALES SE PUEDEN PRESENTAR EN LA CALDERA Y EN OTROS EQUIPOS NO MENOS IMPORTANTES, COMO LO SON LAS TURBINAS DE VAPOR, LOS SOBRECALENTADORES, ETC.

4. INGENIERIA BASICA PARA EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA.

4.1. GENERALIDADES.

ENTENDEMOS POR INGENIERÍA BÁSICA LA QUE ESTÁ ASOCIADA CON EL PROCESO Y QUE NOS DA LA TÉCNICA O EL MÉTODO PARA "SABER CÓMO" SE OBTIENE UN PRODUCTO A PARTIR DE LAS MATERIAS PRIMAS CORRESPONDIENTES.

EN OTRAS PALABRAS, LA INGENIERÍA BÁSICA NO ES OTRA COSA QUE EL CONJUNTO DE PAUTAS Y NORMAS DE INGENIERÍA QUE HACEN POSIBLE APLICAR LOS PRINCIPIOS TEÓRICOS PARA LLEVAR A CABO UN DETERMINADO PROCESO A ESCALA INDUSTRIAL; TODO LO CUAL INVOLUCRA EL DESARROLLO DEL "SABER CÓMO" O "KNOW-HOW", QUE ES LO QUE, JUNTO CON LA INGENIERÍA EN GENERAL, FORMA LA BASE DE LA TECNOLOGÍA MISMA.

EN UN EQUIPO CUALQUIERA DE DEAERACIÓN TÉRMICA, LA INGENIERÍA BÁSICA ES TODA AQUELLA INGENIERÍA, TANTO QUÍMICA COMO DE PROCESOS, QUE NOS DA EL MÉTODO Y LA INFORMACIÓN PARA SABER COMO SE OBTENDRÁ AGUA DEAERADA CON CALIDAD Y CANTIDAD CONTROLADAS, A PARTIR DE LAS MATERIAS PRIMAS, QUE SON:

I. AGUA CRUDA, QUE PUEDE SER:

A) AGUA FRÍA DE REPUESTO, DESMINERALIZADA O SUAVIZADA (*)

(*) DEPENDE DE LAS NECESIDADES DE CALIDAD DEL AGUA PARA ALIMENTACIÓN DE LA CALDERA.

MATERIAS PRIMAS:

PRODUCTOS:

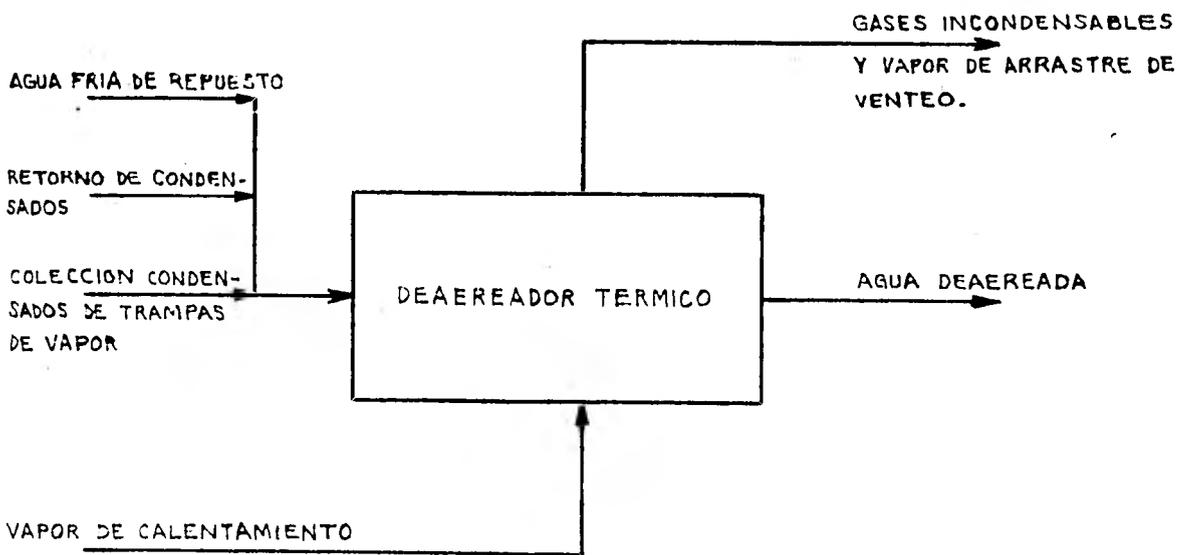


DIAGRAMA ELEMENTAL PARA EL DEAERADOR TERMICO A PRESION

FIGURA 4-1

- B) AGUA CALIENTE DE RETORNOS DE CONDENSADOS.
- C) COLECCIÓN DE CONDENSADOS DE TRAMPAS DE VAPOR.
- D) MEZCLA DE LOS ANTERIORES.

II. VAPOR DE CALENTAMIENTO:

- A) SATURADO VIVO.
- B) EXHAUSTO O DE DESECHO.

COMO PRODUCTOS SE TENDRÁN:

- I. AGUA DEAERADA.
- II. PURGA DE VENTEO, FORMADA POR GASES INCONDENSABLES Y UNA DETERMINADA CANTIDAD DE VAPOR HÚMEDO DE ARRASTRE DE VENTEO.

VÉASE LA FIGURA 4 - 1, DONDE SE MUESTRA UN DIAGRAMA ELEMENTAL QUE ILUSTRA LO ANTERIOR.

EN ESTE CAPÍTULO SE PLANTEARÁN LOS LINEAMIENTOS GENERALES QUE DEBEN SEGUIRSE PARA DESARROLLAR LA INGENIERÍA BÁSICA INHERENTE A LOS EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA A PRESIÓN.

4.2. BASES DE DISEÑO Y CONDICIONES DE OPERACIÓN.

EL TRABAJO DE INGENIERÍA BÁSICA QUE REQUIERE UN DETERMINADO EQUIPO DE DEAERACIÓN TÉRMICA, EMPIEZA CON EL ANÁLISIS Y/O CONSIDERACIÓN DE LOS DATOS DISPONIBLES, PARA LOS QUE DEBERÁ DISEÑARSE EL DEAERADOR.

TANTO LAS BASES DE DISEÑO COMO LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN, DEPENDEN DE LAS NECESIDADES DE LA PLANTA QUE HARÁ USO DEL EQUIPO DEAERADOR.

A CONTINUACIÓN ENLISTAMOS CUÁLES SON LOS PARÁMETROS Y CONDICIONES QUE DEBEN FIJARSE PARA PODER DISEÑAR UN DEAERADOR TÉRMICO.

4.2.1. CONDICIONES DE PROCESO.

- A) OBJETIVO.- EL OBJETIVO DE UN DETERMINADO DEAERADOR TÉRMICO CONSISTE ESENCIALMENTE EN PRODUCIR AGUA DEAERADA CON LA CALIDAD, CANTIDAD, PRESIÓN Y TEMPERATURA REQUERIDAS PARA EL AGUA DE ALIMENTACIÓN DE LA CALDERA O CALDERAS CORRESPONDIENTES.
- B) CALIDAD DEL AGUA DEAERADA.- SE FIJA POR EL CONTENIDO DE O_2 Y CO_2 MÁXIMO O INFERIOR AL CUAL DEBERÁ TENER EL AGUA DEAERADA, O CON EL QUE SE GARANTIZARÁ EL DISEÑO DEL EQUIPO DEAERADOR. DEPENDIENDO DEL TIPO DE CALDERA Y DE LA PRESIÓN DEL VAPOR GENERADO, NORMALMENTE DICHOS VALORES SON DE 2.5 A 0.007 MG/LT, CORRESPONDIENTES.

DO A CALDERAS ACUOTUBULARES DE BAJA PRESIÓN -
(0 A 150 PSIG) Y ALTA PRESIÓN (DE 1500 A 5000
PSIG), RESPECTIVAMENTE.

- c) CAPACIDAD DE OPERACIÓN.- ES LA CANTIDAD DE --
AGUA DEAEREADA EN LB/H, QUE DEBERÁ ENTREGAR EL
EQUIPO DEAERADOR BAJO CONDICIONES NORMALES DE
OPERACIÓN.
- d) CAPACIDAD DE DISEÑO.- ES LA MÁXIMA CANTIDAD -
DE AGUA DEAEREADA EN LB/H CON LA CALIDAD, PRE
SIÓN Y TEMPERATURA DENTRO DE LOS LÍMITES ESPE-
CIFICADOS, QUE PUEDE ENTREGAR EL EQUIPO DEAE--
READOR. PARA DISEÑO SE ACOSTUMBRA SOBREDISE--
ÑAR DE UN 15 A 20% DE LA CAPACIDAD DE OPERA--
CIÓN.
- e) CAPACIDAD MÍNIMA.- ES LA MÍNIMA CANTIDAD DE -
AGUA DEAEREADA EN LB/H QUE PUEDE ENTREGAR EL -
EQUIPO DEAERADOR CON LA CALIDAD, PRESIÓN Y --
TEMPERATURA DENTRO DE LOS LÍMITES ESTABLECIDOS.
LA CAPACIDAD MÍNIMA DE UN DEAERADOR TÉRMICO -
VARÍA DE ACUERDO CON EL TIPO DE EQUIPO DE QUE SE
TRATE, SIENDO EN GENERAL COMO SIGUE:

DEAERADOR BARBOTEO HORIZONTAL 70:- 80% DE LA -
CAPACIDAD DE OPERACIÓN.

DEAERADOR TANQUE CON DOMO :- 3 - 10% DE LA -
CAPACIDAD DE OPERACIÓN.

DEAERADOR VERTICAL :- 3 - 10% DE LA CAPACIDAD DE OPERACIÓN.

- F) PRESIÓN DE DEAERACIÓN.- ES LA PRESIÓN A LA CUAL DEBERÁ OPERAR EL EQUIPO. USUALMENTE SU VALOR FLUCTÚA DE 0.3 A 5 PSIG, Ó DE 5 PSIG HASTA 30 PSIG, DEPENDIENDO DEL TIPO DE DEAERADOR Y DE LAS NECESIDADES DE LA PLANTA.
- G) TEMPERATURA DE DEAERACIÓN.- ES LA TEMPERATURA DE PROCESO O DE OPERACIÓN QUE DEBERÁ TENER EL AGUA DEAERADA. USUALMENTE SU VALOR ESTÁ COMPRENDIDO ENTRE 213 °F (100 °C) Ó 228 °F (109 °C) Y DE 228 °F HASTA 274 °F (134 °C).
- H) PORCENTAJE DEL AGUA FRÍA DE REPUESTO.- ES EL PORCENTAJE DE AGUA FRÍA DE REPUESTO A DEAERAR DEL TOTAL ALIMENTADO AL EQUIPO. EN LA PRÁCTICA ESTE PORCENTAJE PUEDE VARIAR EN UN RANGO DESDE 0 HASTA 100%, MANTENIÉNDOSE EN CONDICIONES ESTABLES UN DETERMINADO VALOR PROMEDIO SITUADO ENTRE ESTOS LÍMITES, CUYA MAGNITUD ESTARÁ EN FUNCIÓN DEL BALANCE DE VAPOR EN LA PLANTA. SÓLO EVENTUALMENTE Y EN CASOS MUY ESPECIALES SE PUEDE TENER EL 100 O EL 0%.
- I) TEMPERATURA Y PRESIÓN DEL AGUA FRÍA DE REPUESTO.- EN LA PRÁCTICA ESTOS VALORES PUEDEN VARIAR RESPECTIVAMENTE DENTRO DE LOS SIGUIENTES RANGOS:

59 A 86°F (15 A 30°C) Y 30 A 60 PSIG.

J) PORCENTAJE DE RETORNOS DE CONDENSADO.- ES EL PORCENTAJE DE RETORNO DE CONDENSADO A DEAEREAR DEL TOTAL DE AGUA ALIMENTADA AL EQUIPO. EN LA PRÁCTICA ESTE PORCENTAJE PUEDE VARIAR EN UN RANGO DE 0 A 100%, PERO SIEMPRE SE MANTIENE UN VALOR COMPRENDIDO ENTRE DICHOS LÍMITES EL CUAL ESTÁ DETERMINADO POR EL BALANCE DE VAPOR EN LA PLANTA.

K) TEMPERATURA Y PRESIÓN DE LOS RETORNOS DE CONDENSADOS.- EN LA PRÁCTICA ESTOS VALORES PUEDEN VARIAR RESPECTIVAMENTE DENTRO DE LOS SIGUIENTES RANGOS: 140 A 194°F (60 A 90 °C) Y DE 30 A 60 PSIG.

4.2.2. FLEXIBILIDAD DE OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA.

EL EQUIPO DEAERADOR DEBE SER APTO PARA ABSORBER LAS VARIACIONES TANTO DE FLUJO PARA EL AGUA DEAERADA COMO DE TEMPERATURA EN EL AGUA CRUDA A DEAEREAR, A MODO DE QUE SE ADAPTE A LAS NECESIDADES Y CONDICIONES REQUERIDAS EN LA PLANTA, DEPENDIENDO DE QUÉ TAN AMPLIAS DEBEN SER DICHAS VARIACIONES, ES COMO SE SELECCIONARÁ EL TIPO DE DEAERADOR ADECUADO E INCLUSIVE SE TOMARÁN PREVISIONES EN EL DISEÑO DEL EQUIPO PARA PODER ABSORBER ESAS VARIACIONES.

POR CONSIGUIENTE SE DEBERÁN DEFINIR LOS SIGUIENTES PUNTOS:

- A) PORCENTAJE DE AGUA FRÍA DE REPUESTO (O DE RETORNOS DE CONDENSADOS) EN EL AGUA CRUDA A DEAE REAR.- COMO SU NOMBRE LO INDICA ES EL RANGO EN UNA U OTRA CORRIENTE QUE PUEDE TENER EL AGUA A DEAE REAR. EVIDENTEMENTE, EL RANGO MÁS AMPLIO QUE SE PUEDE TENER PARA EL AGUA CRUDA A DEAE REAR ES DE 0 A 100 %.
- B) VARIACIONES DE FLUJO, EN PORCIENTO.- CORRESPONDE A LAS VARIACIONES DE FLUJO QUE PUEDEN TENERSE, REFERIDAS A LA CAPACIDAD NOMINAL DEL EQUIPO.

POR LO GENERAL, UN RANGO MUY AMPLIO DE VARIACIONES DE FLUJO PARA UN DEAE READOR ES DE 3 A 100 % DE SU CAPACIDAD DE OPERACIÓN.

.2.3. CONDICIONES AMBIENTALES.

ADEMÁS DE LAS CONDICIONES DE PROCESO Y FLEXIBILIDAD DE OPERACIÓN QUE DEBE REUNIR UN DEAE READOR, ES NECESARIO CONOCER OTRAS VARIABLES QUE JUEGAN UN PAPEL IMPORTANTE EN SU DISEÑO A NIVEL DE INGENIERÍA BÁSICA. ESTAS VARIABLES QUE HE MOS DENOMINADO "AMBIENTALES", SON LAS SIGUIENTES:

A) TEMPERATURA:

- TEMPERATURA PROMEDIO ANUAL.
- TEMPERATURA MÍNIMA EN INVIERNO AL 80 %.
- TEMPERATURA MÁXIMA EN VERANO AL 80 %.
- TEMPERATURA DE BULBO SECO.
- TEMPERATURA DE BULBO HÚMEDO.

B) HUMEDAD RELATIVA:

- HUMEDAD RELATIVA PROMEDIO MENSUAL MÁXIMA.
- HUMEDAD RELATIVA PROMEDIO MENSUAL MÍNIMA.

C) PRECIPITACIÓN PLUVIAL.- INTENSIDAD MÁXIMA.

D) PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

E) ALTITUD SOBRE EL NIVEL DEL MAR.

CABE SEÑALAR QUE ESTA INFORMACIÓN PUEDE SER MANEJADA EN UNA FORMA MÁS DETALLADA, CON RÉCORDS, GRÁFICAS, TABLAS, ETC., PERO EN RESUMEN LOS DATOS MÍNIMOS REQUERIDOS SOBRE LAS CONDICIONES AMBIENTALES, - METEOROLÓGICAS O CLIMATOLÓGICAS Y DEL SITIO SON LAS SIGUIENTES:

- TEMPERATURA DE BULBO SECO, MÍNIMA Y MÁXIMA - PROMEDIO MENSUAL.
- TEMPERATURA DE BULBO HÚMEDO, MÍNIMA Y MÁXIMA PROMEDIO MENSUAL.
- HUMEDAD RELATIVA, MÍNIMA Y MÁXIMA - PROMEDIO MENSUAL.
- PRESIÓN ATMOSFÉRICA O ALTURA SOBRE EL NIVEL DEL MAR (EN CASO DE CARECER DEL DATO DE LA PRESIÓN).

4.3. RENDIMIENTO DEL EQUIPO DEAEREADOR.

EL RENDIMIENTO QUE DEBE DAR UN DEAEREADOR TÉRMICO - ES UN FACTOR QUE TIENE QUE SER CONSIDERADO NO SÓLO EN LA INGENIERÍA BÁSICA SINO EN TODO EL DISEÑO DEL EQUIPO.

EL RENDIMIENTO DEL DEAEREADOR TÉRMICO ESTARÁ REFERIDO A UN DETERMINADO NÚMERO DE DÍAS AL AÑO EN LOS QUE ESTE EQUIPO OPERARÁ SATISFACTORIAMENTE, DE ACUERDO CON EL INSTRUCTIVO - Y/O LA GARANTÍA DEL FABRICANTE PARA LA CALIDAD, CANTIDAD, PRESIÓN Y TEMPERATURA ESPECIFICADAS PARA EL AGUA DEAEREADA EN EL PROYECTO CORRESPONDIENTE. DESPUÉS DE ESE PERÍODO DE OPERACIÓN RECOMENDADO O GARANTIZADO, EL EQUIPO DEBERÁ DEJARSE FUERA DE FUNCIONAMIENTO PARA RECIBIR MANTENIMIENTO PREVENTIVO.

COMO NORMA GENERAL, UN DEAEREADOR TÉRMICO DEBE SER DISEÑADO PARA TRABAJAR SATISFACTORIAMENTE DURANTE:

- MÍNIMO 330 DÍAS AL AÑO, DEJANDO 35 DÍAS PARA MANTENIMIENTO, O BIEN
- MÁXIMO 358 DÍAS AL AÑO, DEJANDO 7 DÍAS PARA MANTENIMIENTO, REPARACIONES, REPOSICIÓN DE REFACCIONES, ETC.

EN ESTOS CASOS, EL RENDIMIENTO DEL DEAEREADOR SERÍA ENTRE 90 Y 98 %, RESPECTIVAMENTE.

4.4. MATERIAS PRIMAS.

LAS CARACTERÍSTICAS Y CONDICIONES QUE DEBEN REUNIR

T A B L A 4 - 1

CARACTERÍSTICAS Y CONDICIONES QUE DEBEN REUNIR LAS MATERIAS PRIMAS PARA LA DEAERACIÓN TÉRMICA.

MATERIAS PRIMAS	C O N D I C I O N E S						C A L I D A D	F O R M A D E E N T R E G A
	T E M P E R A T U R A, ° F			P R E S I Ó N, P S I G				
	MAX.	NORMAL	MIN.	MAX.	NORMAL	MIN.		
AGUA FRÍA DE RE- PUESTO	86	72	59	60	45	30	DESMINERALIZADA O SUAVIZADA.	POR BOMBEO, EN TUBERÍA A PRESIÓN.
RETORNO DE CON- DENSADOS	194	167	140	60	45	30	LIMPIO, LIBRE DE ACEI- TES, ORGÁNICOS, ETC.	POR BOMBEO, EN TUBERÍA A PRESIÓN.
COLECCIÓN DE TRAM- PAS DE VAPOR	194	167	90	60	45	30	LIMPIO, LIBRE DE OR- GÁNICO, ACEITES, ETC.	POR BOMBEO, EN TUBERÍA A PRESIÓN.
VAPOR DE CALEN- TAMIENTO	297	263	228	50	20	5	SATURADO SECO, LIM- PIO, NO CONTAMINADO	EN TUBERÍA, A PRESIÓN.

NOTA : LOS VALORES REPORTADOS SON INDICATIVOS O TÍPICOS. PUEDEN PRESENTARSE CASOS CON DISTINTOS VALORES, YA SEA MAYORES O MENORES.

III

T A B L A 4 - 2

CARACTERÍSTICAS Y CONDICIONES QUE DEBEN REUNIR LOS PRODUCTOS DE LA DEAERACIÓN TÉRMICA.

PRODUCTO	CONDICIONES						CALIDAD	FORMA DE ENTREGA
	TEMPERATURA, °F			PRESIÓN, PSIG				
	MAX.	NORMAL	MIN.	MAX.	NORMAL	MIN.		
AGUA DEAERADA	274	228	213	30	5	0.3	DESDE 2.5 HASTA 0.007 MG/L DE CONCENTRACIÓN O ₂ .	EN TUBERÍA POR GRAVEDAD (CON TIRANTE POSITIVO) A BOMBAS DE ALIMENTACIÓN AGUA A CALDERAS.
PURGA DE VENTEO DE INCONDENSABLES Y - VAPOR DE ARRASTRE.	268	222	207	~30	~5	~0.3	MAX. 10% DE GASES IN- CONDENSABLES, MÍN. 90% DE VAPOR DE ARRASTRE DE VENTEO.	DESCARGA LIBRE A LA - ATMÓSFERA.

VER NOTA DE LA TABLA 4 - 1.

LAS MATERIAS PRIMAS PARA LA DEAERACIÓN TÉRMICA, SE PRESENTAN EN LA TABLA 4-1.

4.5. PRODUCTOS.

LAS CARACTERÍSTICAS Y CONDICIONES QUE REUNIRÁN LOS PRODUCTOS DE LA DEAERACIÓN TÉRMICA, SE PRESENTAN EN LA TABLA 4-2.

4.6. BALANCES DE MASA Y CALOR.

MEDIANTE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGÍA SE OBTIENEN DIRECTAMENTE LAS MAGNITUDES Y PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES -- QUE SE MANEJAN EN LOS DEAERADORES TÉRMICOS.

EVIDENTEMENTE ESTOS BALANCES DEBEN CONSIDERAR TODOS LOS DATOS DE BASES DE DISEÑO Y CONDICIONES DE OPERACIÓN DISPONIBLES PARA EL DEAERADOR.

4.6.1. BALANCE DE MASA.

USAREMOS LA SIGUIENTE NOMENCLATURA, EN LB/H:

A) CORRIENTES DE PROCESO:

ALIMENTACIÓN AL DEAERADOR:

L_A = TOTAL AGUA A DEAERAR.

L_{A1} = AGUA FRÍA DE REPUESTO.

L_{A2} = RETORNO DE TRAMPAS DE VAPOR.

L_{A3} = RETORNO DE CONDENSADOS DE TIPO Y/O --
PROCEDENCIA "X" (POR EJEMPLO, DE PRE--
SIÓN MEDIA ALTA, O MEDIA, ETC.).

L_{A4} = RETORNO DE CONDENSADOS DE TIPO Y/O PRO--
CEDENCIA "Y" (POR EJEMPLO, DE PRESIÓN
MEDIA BAJA, O BAJA, ETC.).

•

•

•

L_{An} = RETORNO DE CONDENSADOS O TRAMPAS DE VA--
POR SEGÚN INVENTARIO.

V_A = VAPOR DE ALIMENTACIÓN AL DEAERADOR, IN--
CLUYENDO EL DE CALENTAMIENTO PARA DEAE--
REACIÓN Y EL DE ARRASTRE DE PURGA DE --
VENTEOS.

SALIDA DEL DEAERADOR:

L_s = AGUA DEAERADA.

V_s = GASES INCONDENSABLES VAPOR DE ARRAS--
TRE.

B) CORRIENTES EVENTUALES --NO DE PROCESO EN EL DEAE--
READOR:

L_R = RECIRCULACIÓN DE BOMBAS DE AGUA, DEAE--
READA O AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDE--
RAS.

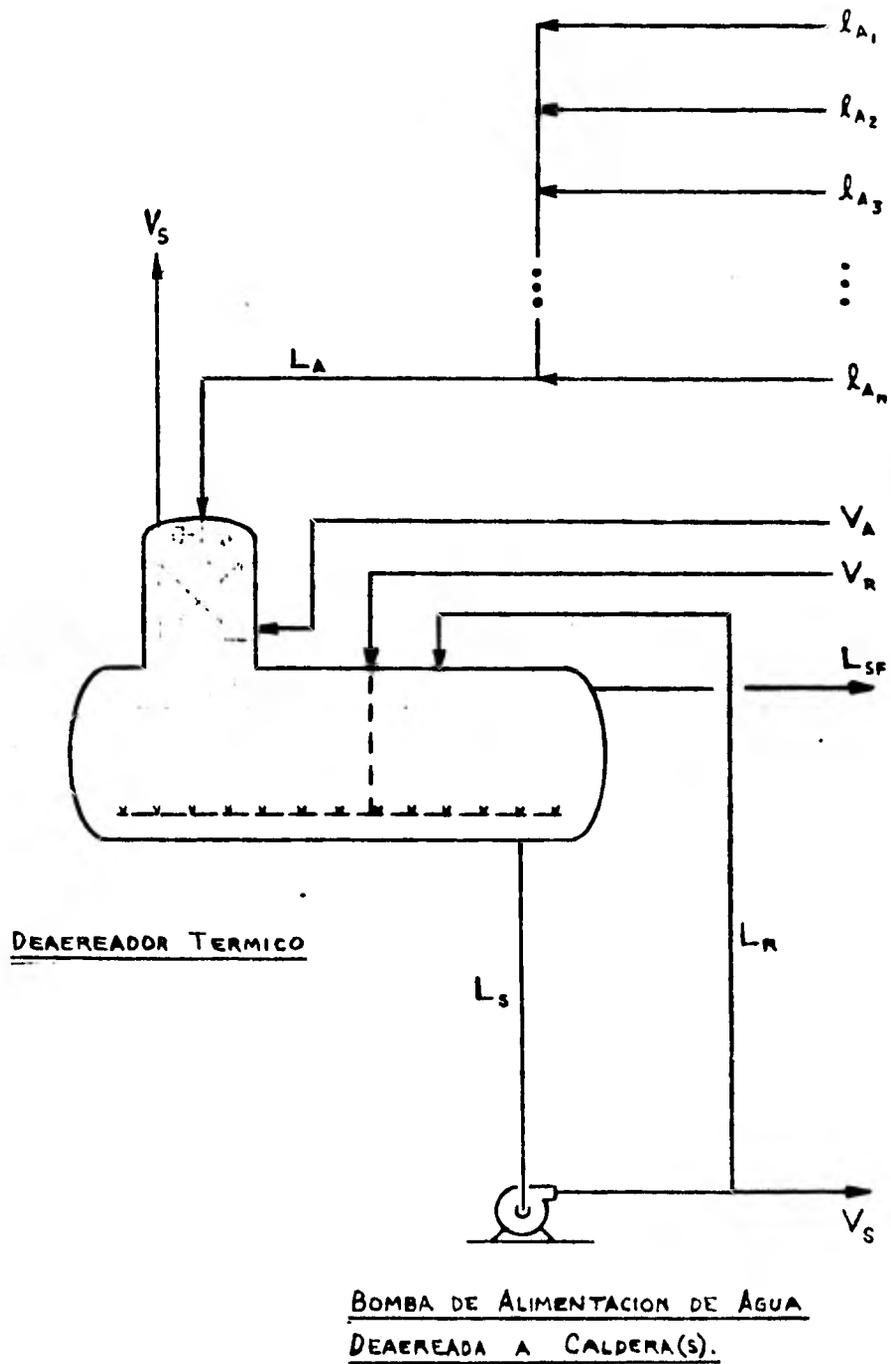


FIGURA 4 - 2

DIAGRAMA INDICATIVO PARA EL ARREGLO DE LAS PRINCIPALES CORRIENTES EN UN EQUIPO DE DEAERACION TERMICA.

L_{SF} = SOBREFLUJO DEL TANQUE ALMACÉN DE AGUA -
DEAERADA.

V_R = VAPOR DE "RECALENTAMIENTO" O MEJOR DI--
CHO "POST-CALENTAMIENTO" PARA EL ALMACE
NAMIENTO DE AGUA DEAERADA.

EN LA FIGURA 4-2 SE REPRESENTAN ESQUEMÁTICAMENTE -
LAS CORRIENTES CITADAS.

DE ACUERDO CON NUESTRA NOMENCLATURA, EL BALANCE DE
MASA PARA EL DEAERADOR TÉRMICO SE PUEDE EXPRESAR MEDIANTE LA
SIGUIENTE ECUACIÓN GENERAL:

$$L_A + V_A = L_S + V_S \quad (4-1)$$

YA QUE EL AGUA DE ALIMENTACIÓN AL DEAERADOR PUEDE
ESTAR FORMADA POR EL AGUA FRÍA DE REPUESTO, LOS RETORNOS DE -
CONDENSADOS Y LA RECOLECCIÓN DE TRAMPAS DE VAPOR, TENEMOS:

$$L_A = l_{A_1} + l_{A_2} + \dots + l_{A_n} = \sum_{i=1}^n l_{A_i} \quad (4-2)$$

POR LO QUE:

$$\sum_{i=1}^n l_{A_i} + V_A = L_S + V_S \quad (4-1 \text{ Bis})$$

LA CORRIENTE DE PURGA DE VENTEOS V_S SE EXPRESA COMO

SIGUE:

$$V_S = g + v_a \quad (4-3)$$

DONDE:

g = TOTAL DE GASES INCONDENSABLES DE PURGA.

v_a = VAPOR DE ARRASTRE O DILUCIÓN DE VENTEO.

EN PRINCIPIO, LA MAGNITUD DE LA CORRIENTE DE PURGA DE GASES INCONDENSABLES G DEPENDE DE LA CONCENTRACIÓN DE GASES EN EQUILIBRIO EN LAS AGUAS A DEAEREAR $l_{A_1}, l_{A_2}, \dots, l_{A_n}$, O SEA QUE, EN GENERAL PARA DICHAS n CORRIENTES QUE PUDIERAN SER ALIMENTADAS AL DEAERADOR SE TENDRÁ QUE:

$$g = \sum_{i=1}^n (x_{O_2, l_{A_i}} + x_{N_2, l_{A_i}} + x_{CO_2, l_{A_i}}) l_{A_i} \cdot (p_{H_2O} |^{T_i}) \quad (4-4)$$

DONDE X REPRESENTA LA CONCENTRACIÓN EN PPM Ó MG/LT DEL GAS EN EQUILIBRIO EN LA CORRESPONDIENTE CORRIENTE DE AGUA A DEAEREAR.

SE ENTIENDE QUE EN LA ECUACIÓN (4-4) NO HAY NINGÚN OTRO GAS PRESENTE EN EQUILIBRIO EN EL AGUA, QUE NO SEA EL O_2 , N_2 Y CO_2 . EN ESTE TRABAJO SE CONSIDERA QUE EN NINGÚN MOMENTO LOS DEAERADORES RECIBEN RETORNOS DE CONDENSADOS CONTAMINADOS, O SEA QUE ÉSTOS SIEMPRE ENTRAN LIMPIOS AL EQUIPO. (*)

SI SIMPLIFICAMOS LA EXPRESIÓN ANTERIOR (4-4), CONSIDERANDO QUE SE TUVIERAN LAS CORRIENTES DE ENTRADA DE AGUAS A DEAEREAR COMO SIGUE:

l_{A_1} = AGUA FRÍA DE REPUESTO, O SEA AGUA TRATADA (GENERALMENTE POR INTERCAMBIO IÓNICO).

l_{A_2} = TOTAL DE RETORNOS DE CONDENSADOS LIMPIOS.
(*)

l_{A_3} = TOTAL DE RETORNOS DE TRAMPAS DE VAPOR.

ENTONCES SE TENDRÁ:

(*) EL TÉRMINO "LIMPIOS" SE REFIERE A QUE LOS CONDENSADOS DEBEN ESTAR EXENTOS DE HIDROCARBUROS, AMONÍACO, ÁCIDO SULFÚRICO O CUALQUIER PRODUCTO QUÍMICO, SEGÚN SEA LA PLANTA.

$$\begin{aligned}
 g = & (x_{O_2 l_{A_1}} + x_{N_2 l_{A_1}} + x_{CO_2 l_{A_1}}) l_{A_1} (g_{H_2O} |^{T_1}) + \\
 & + (x_{O_2 l_{A_2}} + x_{N_2 l_{A_2}} + x_{CO_2 l_{A_2}}) l_{A_2} (g_{H_2O} |^{T_2}) + \\
 & + (x_{O_2 l_{A_3}} + x_{N_2 l_{A_3}} + x_{CO_2 l_{A_3}}) l_{A_3} (g_{H_2O} |^{T_3}) \quad (4-4 \text{ Bis})
 \end{aligned}$$

SIN EMBARGO, EL NÚMERO DE CORRIENTES DE RETORNOS DE CONDENSADOS QUE SE ALIMENTAN AL DEAERADOR TÉRMICO DEPENDE DEL CRITERIO SEGUIDO EN LA PROPIA PLANTA PARA EL MANEJO DE DICHS CONDENSADOS. POR SU PARTE, LOS RETORNOS DE TRAMPAS DE VAPOR, POR LO COMÚN SE CENTRALIZAN O SE RECOLECTAN PARA TENER UNA SOLA ALIMENTACIÓN AL DEAERADOR, PUDIENDO ÉSTA SER VARIABLE Y AÚN INTERMITENTE.

PARA EL CÁLCULO DE LA CONCENTRACIÓN % DE LOS GASES, EN PPM Ó MG/LT, SE TIENE:

EN CUALQUIER TIPO DE AGUA A DEAERAR, DE ACUERDO CON LAS CARACTERÍSTICAS O TRATAMIENTO QUE DEBEN TENER (VER PUNTO 4.4), LA FRACCIÓN MOL DE CADA GAS, EXPRESADA EN $\frac{GMOL_{GAS}}{G \text{ MOL TOTAL}}$ SE PUEDE CALCULAR COMO SIGUE:

$$\tilde{x}_{GAS} = \frac{\bar{P}_{GAS}}{H_{GAS}} \quad (4-5)$$

DONDE \bar{P}_{GAS} ES LA PRESIÓN PARCIAL DEL GAS EN LA FASE GASEOSA EN CONTACTO CON EL AGUA, EXPRESADA EN ATM, Y; H_{GAS} ES LA CONSTANTE DE HENRY PARA EL GAS EN EQUILIBRIO CON EL AGUA A LA TEMPERATURA QUE ÉSTA SE ENCUENTRE, EN UNIDADES DE ATM/FRACCIÓN MOL.

EN LA TABLA 4-3 SE REPORTAN LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO PARA GASES EN AGUA LIMPIA A DIVERSAS TEMPERATURAS.

TOMANDO COMO BASE DE CÁLCULO 1.0 FT^3 DE AGUA, SE TIENE QUE LA CONCENTRACIÓN MOLAR DEL AGUA ES, EN LB MOL/FT^3 :

$$n_{\text{H}_2\text{O}} \Big|_T = \frac{\rho_{\text{H}_2\text{O}} \Big|_T}{\text{PM}_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (4-6)$$

DONDE:

$\rho_{\text{H}_2\text{O}} \Big|_T$ = DENSIDAD DEL AGUA A LA TEMPERATURA T , - EN LB/FT^3 .

$\text{PM}_{\text{H}_2\text{O}}$ = PESO MOLECULAR DEL AGUA, 18.0 LB/LBMOL .

Y DE AHÍ, LA CONCENTRACIÓN MOLAR DE CADA GAS EN EL AGUA, TAMBIÉN EN LBMOL/FT^3 , SERÁ:

$$n_{\text{GAS}} = \tilde{x}_{\text{GAS}} \cdot n_{\text{H}_2\text{O}} \quad (4-7)$$

LA CONCENTRACIÓN MÁSCICA DEL GAS EN EL AGUA, EN PPM Ó MG/LT , SERÁ:

$$x_{\text{GAS}} = n_{\text{GAS}} \cdot \text{PM}_{\text{GAS}} \quad (4-8)$$

EMPLEANDO ESTAS ECUACIONES, SE PUEDE ENCONTRAR QUE LA CONCENTRACIÓN DE EQUILIBRIO PARA EL O_2 EN AGUA ES DE 14 PPM A $32^\circ\text{F}(0^\circ\text{C})$, Y 9 PPM A $68^\circ\text{F}(20^\circ\text{C})$, Y TAMBIÉN QUE LA CONCENTRACIÓN DE N_2 ES DE APROXIMADAMENTE 4 VECES LA DEL O_2 A LA MISMA TEMPERATURA. EN ESTA FORMA, SE PUEDE VER QUE LA CANTIDAD NETA DE GASES INCONDENSABLES QUE PUEDE EVACUARSE DE UN DEAERADOR TÉRMICO ES MUY PEQUEÑA EN RELACIÓN CON LA CANTIDAD DE AGUA CRUDA A DEAERAR QUE SE ALIMENTA.

CONSTANTES DE EQUILIBRIO SEGUN LA LEY DE HENRY PARA GASES EN AGUA A DIVERSAS TEMPERATURAS.

T, °C	$H_a \times 10^{-4}$, ATM/FRACCIÓN MOL			
	AIRE	C O ₂	N ₂	O ₂
0	4.32	0.0728	5.29	2.55
10	5.49	0.104	6.68	3.27
20	6.64	0.142	8.04	4.01
30	7.71	0.186	9.24	4.75
40	8.70	0.233	10.4	5.35
50	9.46	0.283	11.3	5.88
60	10.1	0.341	12.0	6.29
70	10.5		12.5	6.63
80	10.7		12.6	6.87
90	10.8		12.6	6.99
100	10.7		12.6	7.01

$P_a = H_a \chi_a$ DONDE P_a = PRESIÓN PARCIAL DEL SOLUTO a EN LA FASE GASEOSA, ATM.
 χ_a = FRACCIÓN MOL DEL SOLUTO a EN LA FASE LÍQUIDA, FRACCIÓN MOL.
 H_a = CONSTANTE DE LA LEY DE HENRY, ATM/FRACCIÓN MOL.

COMO SE VE, ESTA EVACUACION TAN PEQUEÑA DE INCONDENSABLES DE ACUERDO CON LA TEORÍA, RESULTA MUY DIFÍCIL DE REALIZAR EN LA PRÁCTICA SIN LA DILUCIÓN DEL VAPOR DE ARRASTRE, PUES HABRÍA QUE MANTENER LA VÁLVULA DE PURGA CASI CERRADA. LO MÁS NORMAL SERÍA, PUES, QUE EL VENDEO DE GASES INCONDENSABLES SEA "VISIBLE" O TANGIBLE, LO CUAL SIGNIFICA QUE SE TIENE QUE ABRIR LA PURGA PARA PERMITIR EL VENDEO DE VAPOR INCLUSIVE, PARA EL ARRASTRE DE LOS GASES NO CONDENSABLES.

ASÍ, DESDE EL PUNTO DE VISTA PRÁCTICO, LA CORRIENTE DE PURGA DE GASES INCONDENSABLES SE ESTIMA, ADEMÁS DE LO QUE SE ESPERE DE LOS GASES O_2 , N_2 Y CO_2 QUE SE ENCUENTREN EN LAS AGUAS A DEAEREAR, CON UN ARRASTRE EN EL VENDEO A LA ATMOSFERA DE UNA CIERTA CANTIDAD DE VAPOR. ESTE VAPOR DE ARRASTRE ES VARIABLE DEPENDIENDO DE LA CAPACIDAD DEL EQUIPO; POR EJEMPLO, PARA DEAERADORES DE ALTA CAPACIDAD EL VAPOR PARA ARRASTRE DE VENDEO REPRESENTA DEL 1.0 AL 4.0 % DE LA CANTIDAD DE VAPOR DE CALENTAMIENTO, MIENTRAS QUE EN DEAERADORES PEQUEÑOS PUEDE SER HASTA DEL 20%.

POR LO TANTO, SE TIENE QUE:

$$V_S = V_a + \sum_{i=1}^n (x_{O_2} l_{A_i} + x_{N_2} l_{A_i} + x_{CO_2} l_{A_i}) (p_{H_2O}^{T_i}) l_{A_i} \quad (4-9)$$

DE ACUERDO CON LO ANTERIOR, SUSTITUYENDO EN LA ECUACIÓN GENERAL DE BALANCE (4-1), TENEMOS:

$$\sum_{i=1}^n l_{A_i} + V_A = L_B + V_a + \sum_{i=1}^n (x_{O_2} l_{A_i} + x_{N_2} l_{A_i} + x_{CO_2} l_{A_i}) (p_{H_2O}^{T_i}) l_{A_i} \quad (11-17)$$

REARREGLANDO:

$$\sum_{i=1}^n l_{A_i} + V_A - v_a - \sum_{i=1}^n (x_{O_2 l_{A_i}} + x_{N_2 l_{A_i}} + x_{CO_2 l_{A_i}}) (\rho_{H_2O} |^{T_i}) l_{A_i} = L_S \quad (4-10 \text{ BIS})$$

SIMPLIFICANDO, Y CONSIDERANDO QUE:

$$V_A = v_c + v_a \quad (4-11)$$

DONDE:

v_c = VAPOR DE CALENTAMIENTO PARA DEAERACIÓN.

v_a = VAPOR DE ARRASTRE O DILUCIÓN DE VENTEO.

SE TIENE:

$$\sum_{i=1}^n [l_{A_i} - (x_{O_2 l_{A_i}} + x_{N_2 l_{A_i}} + x_{CO_2 l_{A_i}}) (\rho_{H_2O} |^{T_i}) l_{A_i}] + v_c = L_S$$

FACTORIZANDO DENTRO DE LA SUMATORIA, TENEMOS:

$$\sum_{i=1}^n [1 - (x_{O_2 l_{A_i}} + x_{N_2 l_{A_i}} + x_{CO_2 l_{A_i}})] l_{A_i} + v_c = L_S \quad (4-12)$$

ESTA SERÁ LA ECUACIÓN DESARROLLADA DEL BALANCE DE MATERIALES PARA CUALQUIER DEAERADOR TÉRMICO A PRESIÓN. SE ENTIENDE QUE x , CONCENTRACIÓN DE GAS EN LAS AGUAS A DEAERAR, ESTÁ EXPRESADA EN PPM, Y QUE L_{A_i} , v_c Y L_S ESTÁN EXPRESADOS EN LB/H.

4.6.2. BALANCE DE CALOR.

DE ACUERDO CON LA MISMA NOMENCLATURA EMPLEADA EN EL

BALANCE DE MASA, Y DESIGNANDO A LAS ENTALPIAS DE LAS CORRIENTES INVOLUCRADAS COMO SIGUE:

h_g = ENTALPIA TOTAL DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO, EN BTU/LB.

$h_{f_{A_i}}$ = ENTALPIA DEL AGUA A DEAERAR O DE ALIMENTACIÓN "I", EN BTU/LB.

h_{f_s} = ENTALPIA DEL AGUA DEAERADA, EN BTU/LB.

ADEMÁS, SABIENDO QUE:

$$v_c = V_A - v_a \quad (4-13)$$

v_c = VAPOR CONDENSADO EN EL DEAERADOR,

ENTONCES LA ECUACIÓN GENERAL DEL BALANCE DE CALOR PARA LOS --
DEAERADORES TÉRMICOS SE EXPRESA COMO SIGUE:

$$v_c (h_g - h_{f_s}) = \sum_{i=1}^n l_{A_i} (h_{f_s} - h_{f_{A_i}}) \quad (4-14)$$

A SU VEZ, LAS ENTALPIAS h_{f_s} Y $h_{f_{A_i}}$ SE EXPRESAN --
COMO SIGUE:

$$h_{f_s} = C_{p_{H_2O}} \Delta T_S = C_{p_{H_2O}} (T_S - T_{REF}) \quad (4-15)$$

DONDE:

$C_{p_{H_2O}}$ = CAPACIDAD CALORÍFICA DEL AGUA, ES DECIR --
1.00 BTU/LB°F.

T_S = TEMPERATURA DEL AGUA DEAERADA O DE SALIDA
DEL DEAERADOR, EN °F.

T_{REF} = TEMPERATURA DE REFERENCIA, VÁLIDA E UNIFORME
PARA TODO EL BALANCE TÉRMICO, NORMALMEN

TE DE 32°F (0 ° C).

$$h_{f_{A_i}} = c_{p_{H_2O}} \Delta T_A = c_{p_{H_2O}} (T_{A_i} - T_{REF}) \quad (4-16)$$

DONDE:

T_{A_i} = TEMPERATURA DEL AGUA A DEAEREAR "i" DE ALIMENTACIÓN AL DEAERADOR, EN °F.

DE AQUÍ, SE TIENE QUE LA CANTIDAD REQUERIDA TOTAL DE VAPOR DE CALENTAMIENTO SE CALCULA DESPEJANDO v_c DE LA ECUACIÓN (4-14), ESTO ES:

$$v_c = \frac{\sum_{i=1}^n l_{A_i} (h_{f_s} - h_{f_{A_i}})}{(h_g - h_{f_s})} \quad (4-17)$$

DESDE LUEGO, SE ENTIENDE QUE v_c EN LA ECUACIÓN (4-17) ES LA CANTIDAD DE VAPOR DE CALENTAMIENTO TEÓRICAMENTE REQUERIDA EN EL DEAERADOR. DE MODO QUE, SI CONSIDERAMOS QUE SE PRESENTA UNA PÉRDIDA MÁXIMA w DEL CALOR EFECTIVAMENTE UTILIZADO EN EL EQUIPO, SE TENDRÁ QUE EL CONSUMO REAL DE VAPOR SERÁ:

$$v_c' = \frac{\sum_{i=1}^n l_{A_i} (h_{f_s} - h_{f_{A_i}})}{(1-w)(h_g - h_{f_s})} \quad (4-18)$$

DONDE w ES LA PÉRDIDA DE DISEÑO ESPERADA DE CALOR, EN TANTO POR UNO REFERIDO AL CALOR TEÓRICO O EFECTIVO. NORMALMENTE FLUCTÚA ENTRE 0.01 Y 0.10, Y SE ATRIBUYE CASI EXCLUSIVAMENTE A LA RADIACIÓN QUE PUEDE EMITIR EL DEAERADOR A LA ATMÓSFERA.

4.6.3. NOMENCLATURA PARA BALANCES INTERNOS.

EN LA FIGURA 4-2 BIS ESTÁ LA NOMENCLATURA QUE SE

NOVENA ABUELA PARA PLANTAS NUCLEARES

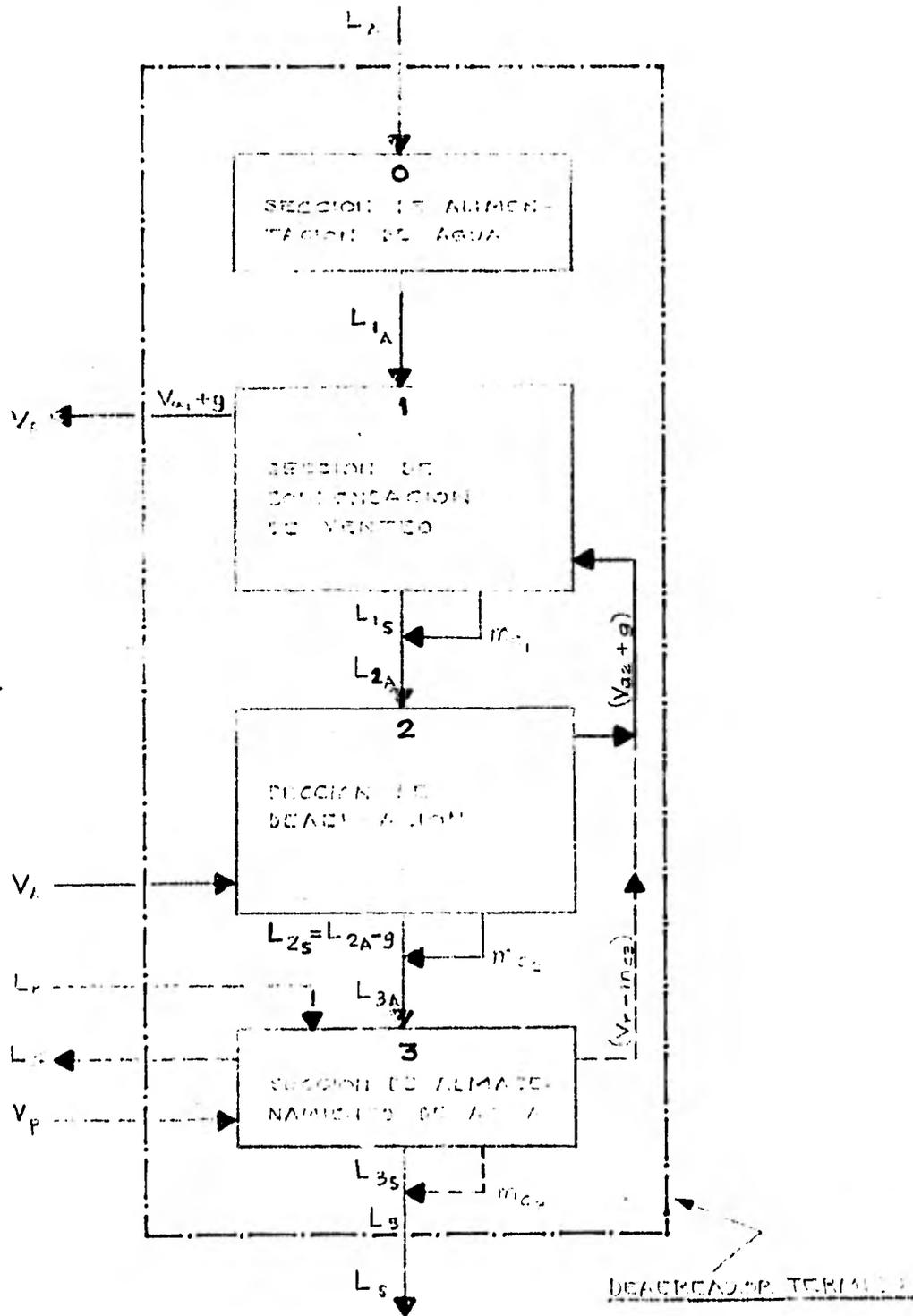


FIGURA 4-2 (10)

USARÁ PARA LOS BALANCES EN LAS SECCIONES INTERNAS QUE COMPONEN A TODOS Y CADA UNO DE LOS EQUIPOS DEAERADORES.

LA NOMENCLATURA DE LAS CORRIENTES QUE ENTRAN O SALEN DEL CUADRO PUNTEADO QUE SIMBOLIZA EL DEAERADOR EN TODO SU CONJUNTO, YA ESTÁ DESCRITA EN LA PARTE INICIAL DE ESTE INCISO.

LA CLAVE DE ESTA NOMENCLATURA ES:

L = AGUA (LÍQ.).

V = VAPOR (GAS).

g = GASES INCONDENSABLES.

SUBÍNDICES:

A = ALIMENTACIÓN.

S = SALIDA.

a = ARRASTRE (DE VENTEOS).

C = CONDENSADO.

O = SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN DE AGUA A DEAERAR.

1 = SECCIÓN DE CONDENSACIÓN DE VENTEO.

2 = SECCIÓN DE DEAERACIÓN.

3 = SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA.

P = POST-CALENTAMIENTO.

r = RECIRCULACIÓN.

SF = SOBRE-FLUJO.

4.7. CÁLCULO DEL VAPOR DE ARRASTRE EN LA PURGA DE GASES INCONDENSABLES.

GENERALMENTE, EL VAPOR DE ARRASTRE EN LA PURGA DE LOS GASES INCONDENSABLES QUE SE SEPARAN DEL AGUA EN UN DEAERADOR TÉRMICO, ESTÁ EN FUNCIÓN DE LOS SIGUIENTES FACTORES:

- CANTIDAD DE GASES SEPARADOS VENTILÁNDOSE A LA ATMÓSFERA,
- CONCENTRACIÓN DE GASES RESIDUALES EN EL AGUA DEAERADA,
- CONDICIONES HIDRÁULICAS Y TÉRMICAS QUE PROPORCIONA EL TIPO DE EQUIPO UTILIZADO, SEGÚN SU PRINCIPIO, DE OPERACIÓN - YA SEA DE PLATOS, ATOMIZACIÓN, ESPREADO Y/O BARBOTEÓ.

EL CRITERIO SEGÚN EL CUAL SE ESTIMA LA CANTIDAD DE VAPOR DE ARRASTRE EN LA PURGA DE GASES INCONDENSABLES, CONSISTE EN LO SIGUIENTE:

DADO QUE, CONFORME A LA LEY DE HENRY, LA SOLUBILIDAD DE UN DETERMINADO GAS ES PROPORCIONAL A SU PRESIÓN PARCIAL, PARA LOGRAR UNA CIERTA CONCENTRACIÓN RESIDUAL MÁXIMA Z DE ESE GAS, BASTA TEÓRICAMENTE CON MANTENER UNA PRESIÓN TOTAL EN EL SISTEMA, EN TAL FORMA QUE SE ALCANCE LA PRESIÓN PARCIAL CORRESPONDIENTE PRECISAMENTE A LA SOLUBILIDAD IGUAL A Z , PARA EL GAS RESPECTIVO. SIN EMBARGO ESTO IMPLICARÍA LLEVAR EL SISTEMA A UN PUNTO DE EQUILIBRIO PERFECTO, EL CUAL NO SE PUEDE -

TENER BAJO EL RÉGIMEN DINÁMICO DE LAS CONDICIONES NORMALES DE OPERACIÓN EN CUALQUIER EQUIPO DE DEAERACIÓN.

DE LO ANTERIOR SE DESPRENDE QUE, EN LA PRÁCTICA PARA OBTENER LA CONCENTRACIÓN Z DE GASES, O_2 Y CO_2 PRINCIPALMENTE, ES NECESARIO QUE EN LA FASE GASEOSA SE TENGAN PRESIONES PARCIALES CORRESPONDIENTES A SOLUBILIDADES Z_{MIN} MENORES DE Z , RESPECTIVAMENTE PARA CADA GAS.

EN GENERAL, SE TIENE QUE Z_{MIN} , ADEMÁS DE ESTAR EN FUNCIÓN DE Z , LA CONCENTRACIÓN RESIDUAL QUE SE DESEA TENER EN EL AGUA DEAERADA PARA UN GAS DETERMINADO, DEPENDE DEL GRADIENTE TOTAL DE TEMPERATURA, DESDE QUE ENTRA EL AGUA AL EQUIPO HASTA QUE SALE. DESDE LUEGO, ESTO OBEDECE A QUE EL GRADIENTE TOTAL DE TEMPERATURA ES LO QUE DETERMINA LA CANTIDAD DE GASES QUE DEBEN ELIMINARSE DEL AGUA.

ASÍ, PARA UN DETERMINADO GAS i , Z_{MIN_i} SE PUEDE CALCULAR MEDIANTE LA SIGUIENTE ECUACIÓN:

$$Z_{MIN_i} = m Z_i (\Delta T_w + n) \quad (4-19)$$

DONDE:

Z_{MIN_i} = VALOR DE LA CONCENTRACIÓN DE EQUILIBRIO A MÍNIMA SOLUBILIDAD PARA EL GAS i .

Z_i = VALOR DE LA CONCENTRACIÓN DE EQUILIBRIO DESEADA PARA EL GAS i .

ΔT_w = GRADIENTE TOTAL DE TEMPERATURA DEL AGUA EN EL DEAERADOR, SIENDO:

$$\Delta T_w = T_w - T_{w_0} \quad (4-20)$$

DONDE:

- T_w = TEMPERATURA DEL AGUA DEAEREADA,
 T_{w_0} = TEMPERATURA PONDERADA DE LAS AGUAS A DEAEREAR
 m, n = CONSTANTES EMPÍRICAS, EN FUNCIÓN DEL TIPO DE EQUIPO DE ACUERDO A SU PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO.

DADO QUE LOS VALORES DE LAS CONSTANTES m Y n DEBEN OBTENERSE POR MEDIO DE CORRIDAS EXPERIMENTALES EN EQUIPOS PILOTO, EN LA TABLA 4-4 SÓLO SE REPORTAN LAS MAGNITUDES DE ESTAS CONSTANTES PARA 4 TIPOS DE DEAERADORES.

LOS PRINCIPALES GASES QUE SERÁN OBJETO DE NUESTRA ATENCIÓN, SON O_2 Y CO_2 , AUNQUE SE TENDRÁ QUE CONSIDERAR TAMBIÉN AL N_2 PARA EFECTOS DE CÁLCULO.

UNA VEZ DEFINIDA Z_{MIN_i} , SE PUEDE OBTENER LA PRESIÓN PARCIAL QUE DEBE MANTENERSE EN EL DEAERADOR PARA LOGRAR LA CONCENTRACIÓN RESIDUAL Z_i DEL GAS i .

SI ESTABLECEMOS QUE:

- Z_{O_2} = CONCENTRACIÓN DE O_2 EN EL AGUA A DEAEREAR, EN PPM,
 Z_{N_2} = CONCENTRACIÓN DE N_2 EN EL AGUA A DEAEREAR, EN PPM,
 Z_{CO_2} = CONCENTRACIÓN DE CO_2 EN EL AGUA A DEAEREAR, EN PPM,
 Z_{O_2} = CONCENTRACIÓN DE O_2 EN EL AGUA DEAEREADA, EN PPM.

T A B L A 4 - 4

VALORES DE LAS CONSTANTES M, N PARA ALGUNOS TIPOS DE DEAERADORES TERMICOS A PRESION.

TIPO DE EQUIPO	M	N
DEAERADOR DE ATOMIZACIÓN.	0.0025	190.0
DEAERADOR DE PLATOS.	0.0028	164.0
DEAERADOR DE BURBUJEO, HORIZONTAL.	0.0022	150.0
DEAERADOR DE ESPREADO Y BURBUJEO	0.0020	130.0

- Z_{N_2} = CONCENTRACIÓN DE N_2 EN EL AGUA DEAERADA, EN PPM.
 Z_{CO_2} = CONCENTRACIÓN DE CO_2 EN EL AGUA DEAERADA, EN PPM.
 $Z_{MIN O_2}$ = CONCENTRACIÓN DE O_2 CORRESPONDIENTE A LA PRESIÓN PARCIAL QUE DEBE MANTENERSE PARA OBTENER LA CONCENTRACIÓN Z_{O_2} EN EL AGUA DEAERADA.
 $Z_{MIN N_2}$ = IDEM DE N_2 PARA OBTENER Z_{N_2} .
 $Z_{MIN CO_2}$ = IDEM DE CO_2 PARA OBTENER Z_{CO_2} .
 S_{O_2} = SOLUBILIDAD DEL O_2 BAJO 1.0 ATM DE O_2 PURO A LA TEMPERATURA DE DEAERACIÓN.
 S_{N_2} = IDEM DE N_2 BAJO 1.0 ATM DE N_2 PURO A LA T DEAER.
 S_{CO_2} = IDEM DE CO_2 BAJO 1.0 ATM DE CO_2 PURO A LA T DEAER.

PARA OBTENER UNA CONCENTRACIÓN FINAL Z_i PARA UN DETERMINADO GAS i , SEA O_2 , N_2 , CO_2 U OTRO, SE DEBERÁ MANTENER UNA PRESIÓN PARCIAL DEL GAS CORRESPONDIENTE EN LA FASE GASEOSA IGUAL A \bar{p}_i , EN ATM, LA CUAL SERÁ COMO SIGUE:

$$\bar{p}_i = \frac{4 Z_{min i}}{S_i} \quad (4-21)$$

SIN EMBARGO, DE ACUERDO CON LOS FENÓMENOS DE EQUILIBRIO DE MEZCLAS MULTICOMPONENTES DE GASES EN AGUA, SE TIENE QUE NO SE PUEDEN FIJAR ARBITRARIAMENTE TODAS LAS CONCENTRACIONES Z_i NI LAS PRESIONES PARCIALES \bar{p}_i , PUES AL FIJAR LA CONCENTRACIÓN Z_i Y LA PRESIÓN PARCIAL \bar{p}_i DE UNO DE LOS GASES,

AUTOMÁTICAMENTE SE FIJAN LAS DEMÁS PRESIONES PARCIALES Y POR CONSIGUIENTE TAMBIÉN LAS CONCENTRACIONES RESIDUALES Z DE LOS DEMÁS GASES PRESENTES EN EL AGUA.

LA PRESIÓN PARCIAL DE CADA GAS GUARDA UNA PROPORCIÓN CON EL NÚMERO DE MOLES DE GAS QUE SE SEPARA, ES DECIR, SI

n_i = NÚMERO DE MOLES SÉPARADAS DEL GAS i .

PM_i = PESO MOLECULAR DEL COMPONENTE i EN LA MEZCLA DE GASES PRESENTES EN EL AGUA.

$$n_i = \frac{Z_{o,i} - Z_i}{PM_i} \quad (4-22)$$

ENTONCES:

$$\frac{\bar{P}_1}{n_1} = \frac{\bar{P}_2}{n_2} = \frac{\bar{P}_3}{n_3} = \dots = \frac{\bar{P}_n}{n_n} \quad (4-23)$$

POR LO TANTO, PODEMOS TOMAR COMO BASE O REFERENCIA A UNO DE LOS GASES Y CALCULAR SU PRESIÓN PARCIAL MEDIANTE LA EXPRESIÓN (4-21), Y A PARTIR DE ESE VALOR ES COMO HABRÁN DE ESTIMARSE LAS PRESIONES PARCIALES DE LOS DEMÁS GASES UTILIZANDO LA ECUACIÓN (4-23), Y EN CONSECUENCIA LA CANTIDAD DE VAPOR QUE DEBE SUMINISTRARSE PARA LOGRAR LAS PRESIONES PARCIALES DESEADAS PARA LOS GASES.

POR RAZONES OBIVAS EL GAS DE REFERENCIA PARA ESTOS CÁLCULOS, DEBE SER AQUÉL CON EL CUAL LAS CONCENTRACIONES RESIDUALES Z QUE RESULTEN PARA LOS DEMÁS GASES SEAN MENORES QUE LA DEL MISMO GAS DE REFERENCIA. EN EL CASO DEL SIS-

TEMA CITADO, FORMADO POR O_2 , N_2 Y CO_2 , EL GAS DE REFERENCIA - DEBE SER EL OXÍGENO, Y EL PROCEDIMIENTO SERÁ ENTONCES:

- CÁLCULO DE LA PRESIÓN PARCIAL DEL O_2 :

$$\bar{P}_{O_2} = \frac{4 \cdot Z_{MIN O_2}}{S_{O_2} | T_D} \quad (4-24)$$

DONDE T_D ES LA TEMPERATURA DE DEAERACIÓN.

- CÁLCULO DE LAS PRESIONES PARCIALES DE LOS GASES RESTANTES:

$$\bar{P}_{N_2} = \frac{\bar{P}_{O_2}}{n_{O_2}} \cdot n_{N_2} = \quad (4-25)$$

$$= \frac{\bar{P}_{O_2}}{\frac{Z_{\bullet O_2} - Z_{O_2}}{32.0}} \cdot \frac{Z_{\bullet N_2} - Z_{N_2}}{28.0}$$

$$\bar{P}_{CO_2} = \frac{\bar{P}_{O_2}}{n_{O_2}} \cdot n_{CO_2} \quad (4-26)$$

$$= \frac{\bar{P}_{O_2}}{\frac{Z_{\bullet O_2} - Z_{O_2}}{32.0}} \cdot \frac{Z_{\bullet CO_2} - Z_{CO_2}}{44.0}$$

DADO QUE LAS CONCENTRACIONES Z_{O_2} , Z_{N_2} Y Z_{CO_2} SON MUY PEQUEÑAS, AÚN EN COMPARACIÓN CON $Z_{\bullet O_2}$, $Z_{\bullet N_2}$ Y $Z_{\bullet CO_2}$ PUEDEN DESPRECIARSE SIN QUE ESTO RESTE EXACTITUD A LOS CÁLCULOS. POR LO TANTO,

$$\bar{P}_{N_2} = \frac{\bar{P}_{O_2}}{\frac{Z_{\bullet O_2}}{32.0}} \cdot \frac{Z_{\bullet N_2}}{28.0} \quad (4-27)$$

$$\bar{P}_{CO_2} = \frac{\bar{P}_{O_2}}{\frac{Z_{O_2}}{32.0}} \cdot \frac{Z_{CO_2}}{44.0} \quad (4-28)$$

DENOTANDO A \bar{P}_g COMO LA SUMA DE LAS PRESIONES PARCIALES DE LOS GASES PRESENTES EN EL AGUA, TENEMOS:

$$\bar{P}_g = \sum_{i=1}^n \bar{P}_i \quad (4-29)$$

PARA EL SISTEMA FORMADO POR O_2 , N_2 Y CO_2 :

$$\bar{P}_g = \bar{P}_{O_2} + \bar{P}_{N_2} + \bar{P}_{CO_2} \quad (4-29 A)$$

O SEA QUE, USANDO LAS ECUACIONES (4-27) Y (4-28) Y TOMANDO A \bar{P}_{O_2} COMO FACTOR COMÚN, TENEMOS:

$$\bar{P}_g = \bar{P}_{O_2} \left(1 + \frac{32}{28} \frac{Z_{N_2}}{Z_{O_2}} + \frac{32}{44} \frac{Z_{CO_2}}{Z_{O_2}} \right) \quad (4-30)$$

DADO QUE EN CUALQUIER DEAERADOR NO SÓLO TENDREMOS \bar{P}_g , LA SUMA DE LAS PRESIONES PARCIALES \bar{P}_i DE LOS LLAMADOS - GASES INCONDENSABLES, SINO QUE DEBEMOS TENER TAMBIÉN VAPOR, - PARA MANTENER LAS CONCENTRACIONES RESIDUALES Z_i DESEADAS DE - DICHS GASES EN EL AGUA DEAERADA A LA PRESIÓN DE TRABAJO DEL EQUIPO. POR LO TANTO, SI:

P_D = PRESIÓN DE DEAERACIÓN (REAL), PSIA,
LA CUAL SERÁ:

$$P_D = \bar{P}_g + \bar{P}_{vapor} = \left(\sum_{i=1}^n \bar{P}_i \right) + \bar{P}_{vapor} \quad (4-31)$$

Y PARA NUESTRO SISTEMA:

$$P_0 = \bar{P}_{O_2} + \bar{P}_{N_2} + \bar{P}_{CO_2} + \bar{P}_{vapor} \quad (4-31 A)$$

ANÁLOGAMENTE A LA ECUACIÓN (4-23) SE TIENE:

$$\frac{\bar{P}_{vapor}}{n_{vapor}} = \frac{\bar{P}_1}{n_1} = \frac{\bar{P}_2}{n_2} = \frac{\bar{P}_3}{n_3} = \dots = \frac{\bar{P}_i}{n_i} = \dots = \frac{\bar{P}_n}{n_n} \quad (4-32)$$

Y PARA EL SISTEMA QUE HEMOS VENIDO CONSIDERANDO:

$$\frac{\bar{P}_{vapor}}{n_{vapor}} = \frac{\bar{P}_{O_2}}{n_{O_2}} = \frac{\bar{P}_{N_2}}{n_{N_2}} = \frac{\bar{P}_{CO_2}}{n_{CO_2}} \quad (4-32 A)$$

TAMBIÉN PODEMOS AFIRMAR QUE:

$$\frac{\bar{P}_{vapor}}{n_{vapor}} = \frac{\bar{P}_g}{n_g} \quad (4-33)$$

DONDE:

$$n_g = n_1 + n_2 + \dots + n_i + \dots + n_n \quad (4-34)$$

O SEA, PARA EL SISTEMA AQUÍ MANEJADO:

$$n_g = n_{O_2} + n_{N_2} + n_{CO_2} \quad (4-34 A)$$

LOS NÚMEROS DE MOLES n_i YA SE DEFINIERON EN LA ECUACIÓN (4-22),

AUNQUE SE PUEDEN DESPRECIAR LAS Z_i , CON LO QUE:

$$n_i = \frac{Z_{o,i}}{PM_i} \quad (4-35)$$

O SEA:

$$n_{O_2} = \frac{Z_{o,O_2}}{32.}, \quad n_{N_2} = \frac{Z_{o,N_2}}{28.}, \quad n_{CO_2} = \frac{Z_{o,CO_2}}{44.} \quad (4-35 A/B/C)$$

DADO QUE NO ES TANTO LA PRESIÓN PARCIAL CORRESPONDIENTE AL VAPOR LO QUE NOS INTERESA ENCONTRAR, SINO LA CANTIDAD QUE REQUERIMOS DE ÉSTE PARA LOGRAR EL EFECTO ÓPTIMO DE DEAERACIÓN, SE TIENE LO SIGUIENTE:

DE ACUERDO CON LA ECUACIÓN (4-33), EL NÚMERO DE MOLES DEL VAPOR ES:

$$n_{\text{vapor}} = \bar{p}_{\text{vapor}} \cdot \frac{n_g}{\bar{p}_g}$$

Y AL REARREGLAR, SABIENDO QUE $\bar{p}_{\text{vapor}} = P_o - \bar{p}_g$, NOS QUEDA:

$$n_{\text{vapor}} = \frac{P_o - \bar{p}_g}{\bar{p}_g} \cdot n_g \quad (4-36)$$

Y SI SUSTITUIMOS LAS ECUACIONES (4-34) Y (4-22) EN LA (4-36) SE TENDRÁ:

(4-37)

$$n_{\text{vapor}} = \frac{P_o - \bar{p}_g}{\bar{p}_g} \cdot \left(\frac{Z_{o,1} - Z_1}{PM_1} + \frac{Z_{o,2} - Z_2}{PM_2} + \dots + \frac{Z_{o,i} - Z_i}{PM_i} + \dots + \frac{Z_{o,n} - Z_n}{PM_n} \right)$$

DESPRECIANDO, COMO YA DIJIMOS, LAS Z_i :

$$n_{\text{vapor}} = \frac{P_o - \bar{p}_g}{\bar{p}_g} \cdot \left(\frac{Z_{o,1}}{PM_1} + \frac{Z_{o,2}}{PM_2} + \dots + \frac{Z_{o,i}}{PM_i} + \dots + \frac{Z_{o,n}}{PM_n} \right) \quad (4-38)$$

SI SABEMOS QUE:

$$n_{\text{vapor}} = \frac{Z_{\text{vapor}}}{PM_{H_2O}}$$

DONDE Z_{vapor} ES LA FRACCIÓN PESO DE VAPOR CORRESPONDIENTE A

LA PRESIÓN PARCIAL \bar{P}_{VAPOR} DE LA ECUACIÓN (4-32) Y (4-32 A).

Así, TENEMOS LO SIGUIENTE:

$$Z_{\text{vapor}} = PM_{\text{H}_2\text{O}} \cdot n_{\text{vapor}}$$

$$\therefore m_{\text{vapor}} = L_A \cdot Z_{\text{vapor}} = L_A \cdot PM_{\text{H}_2\text{O}} \cdot n_{\text{vapor}} \quad (4-39)$$

EN UNIDADES CONSISTENTES. O SEA, L_A , FLUJO DE AGUA A DEAE--
REAR EN LB/H; Z_{VAPOR} = FRACCIÓN PESO DE VAPOR, PPM, QUE NO -
SE UTILIZA.

POR LO TANTO, LA MASA DE VAPOR REQUERIDO PARA --
ARRASTRE v_a SE ENCUENTRA, SUSTITUYENDO LA ECUACIÓN (4-38)-
EN LA (4-39), ES DECIR:

$$v_a = 18 L_A \cdot \frac{P_0 - \bar{P}_0}{\bar{P}_0} \left(\frac{Z_{0,1}}{PM_1} + \frac{Z_{0,2}}{PM_2} + \dots + \frac{Z_{0,i}}{PM_i} + \dots + \frac{Z_{0,n}}{PM_n} \right) \quad (4-40)$$

Y PARA EL SISTEMA QUE HEMOS ESTADO VIENDO, CON O_2 , N_2 Y CO_2 .
SE TENDRÁ:

$$v_a = 18 L_A \cdot \frac{P_0 - \bar{P}_0}{\bar{P}_0} \left(\frac{Z_{0,O_2}}{32} + \frac{Z_{0,N_2}}{28} + \frac{Z_{0,CO_2}}{44} \right) \quad (4-40) A$$

VOLUMEN DE LA MEZCLA TOTAL DE VENTEO. - CONSIDERAN
DO EL VOLUMEN TANTO DEL VAPOR DE ARRASTRE COMO DE LOS GASES -
INCONDENSABLES: (4-41) RIS

$$V_{\text{venteo total}} = m_{\text{vapor arrastre}} \cdot \bar{V}_{\text{vapor}} + L \left[Z_{0,O_2} \bar{V}_{O_2} + Z_{0,N_2} \bar{V}_{N_2} + Z_{0,CO_2} \bar{V}_{CO_2} \right]$$

DONDE \bar{V} ES EL VOLUMEN ESPECÍFICO CORRESPONDIENTE A LA TEMPERATURA Y PRESIÓN DE DEAERACIÓN, EN FT³/LB.

4.8. CÁLCULO DE LAS CONCENTRACIONES RESIDUALES DE GASES EN EL AGUA DEAERADA.

PARA UN AGUA A DEAERAR QUE CONTIENE UNA MEZCLA — FORMADA POR n GASES EN EQUILIBRIO, DENOTADOS POR EL SUB-ÍNDICE i , SE TIENE QUE AL REDUCIR LA CONCENTRACIÓN DE UN DETERMINADO COMPONENTE AL QUE LLAMAREMOS "GAS BASE O DE REFERENCIA" HASTA EL VALOR DESEADO Z_i , ES DECIR Z_{REF} , LOS DEMÁS GASES — TENDRÁN TAMBIÉN UNA FUERTE DISMINUCIÓN EN SUS CONCENTRACIONES HASTA LOS VALORES RESIDUALES RESPECTIVOS $Z_i \neq REF$, LAS CUALES CONSTITUYEN EL OBJETO DE ESTUDIO EN ESTE INCISO.

EN EL INCISO ANTERIOR YA SE ESTABLECIÓ EN QUÉ CONSISTEN LOS CONCEPTOS DE $Z_{o,i}$, Z_i Y $Z_{MIN,i}$, ASÍ COMO EL MECANISMO EN QUE SE BASA EL EQUILIBRIO DE LOS DIVERSOS GASES QUE FORMAN LA MEZCLA DIFUNDIDA EN EL AGUA. VÉANSE EL PÁRRAFO QUE SIGUE DE LA ECUACIÓN 4-21 Y LOS DOS QUE ESTÁN INMEDIATAMENTE DESPUÉS DE LA 4-23.

ANÁLOGAMENTE A LAS ECUACIONES 4-25 Y 4-26, LA PRESIÓN PARCIAL DE CUALQUIER COMPONENTE i SE PUEDE OBTENER CONOCIENDO LA PRESIÓN PARCIAL DEL GAS DE REFERENCIA, Y RELACIONANDO LAS DIFERENCIAS DE CONCENTRACIONES ENTRADA-SALIDA PARA AMBOS GASES, ESTO ES:

$$\bar{P}_i = \bar{P}_{REF} \cdot \frac{PM_{REF}}{PM_i} \cdot \frac{Z_{o,i} - Z_i}{Z_{o,REF} - Z_{REF}}$$

(4-41)

..

TAMBIÉN, COMO YA SE EXPLICÓ EN EL INCISO ANTERIOR, A CADA PRESIÓN PARCIAL \bar{p}_i CORRESPONDE UNA CONCENTRACIÓN DE EQUILIBRIO A MÍNIMA SOLUBILIDAD Z_{MIN_i} , O SEA:

$$\bar{p}_i = 14.696 \cdot \frac{Z_{MIN_i}}{S_i} \quad (442)$$

SI CONSIDERAMOS QUE LA RELACIÓN

$$\frac{Z_{o_i} - Z_{MIN_i}}{Z_i - Z_{MIN_i}} \quad (443)$$

ES IGUAL PARA TODOS LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA, ES DECIR:

$$\frac{Z_{o_1} - Z_{MIN_1}}{Z_1 - Z_{MIN_1}} = \frac{Z_{o_2} - Z_{MIN_2}}{Z_2 - Z_{MIN_2}} = \dots = \frac{Z_{o_i} - Z_{MIN_i}}{Z_i - Z_{MIN_i}} \quad (444)$$

TOMANDO EN CUENTA TODO ESTO, TENEMOS:

SI DESPEJAMOS Z_{MIN_i} DE LA ECUACIÓN (442):

$$Z_{MIN_i} = \frac{S_i}{14.696} \cdot \bar{p}_i$$

AL SUSTITUIR \bar{p}_i POR LA ECUACIÓN (441):

$$Z_{MIN_i} = \frac{S_i}{14.696} \cdot \bar{p}_{REF} \cdot \frac{PM_{REF}}{PM_i} \cdot \frac{Z_{o_i} - Z_i}{Z_{o_{REF}} - Z_{REF}} \quad (445)$$

YA QUE PARA EL GAS BASE O DE REFERENCIA, SEGÚN LA ECUACIÓN (442).

$$\bar{p}_{REF} = 14.696 \cdot \frac{Z_{MIN_{REF}}}{S_{REF}}$$

ENTONCES, LA SUSTITUCIÓN DE \bar{p}_{REF} NOS DA:

$$Z_{MIN_{REF}} = \frac{S_i}{14.696} \left(14.696 \frac{Z_{MIN_{REF}}}{S_{REF}} \right) \frac{PM_{REF}}{PM_i} \cdot \frac{Z_{o_i} - Z_i}{Z_{o_{REF}} - Z_{REF}}$$

Y SIMPLIFICANDO:

$$Z_{MIN_i} = Z_{MIN_{REF}} \cdot \frac{S_i}{S_{REF}} \cdot \frac{PM_{REF}}{PM_i} \cdot \frac{Z_{O_i} - Z_i}{Z_{O_{REF}} - Z_{REF}} \quad (4-46)$$

AHORA BIEN, SI SABEMOS QUE

$$\frac{Z_{O_{REF}} - Z_{MIN_{REF}}}{Z_{REF} - Z_{MIN_{REF}}} = \frac{Z_{O_i} - Z_{MIN_i}}{Z_i - Z_{MIN_i}} \quad (4-44 \text{ BIS})$$

PARA OBTENER UNA EXPRESIÓN QUE DESCRIBA A LA CONCENTRACIÓN RESIDUAL Z_i , PODEMOS SUSTITUIR Z_{MIN_i} DE LA ECUACIÓN (4-44 BIS) - POR LA (4-46), ES DECIR:

$$\frac{Z_{O_{REF}} - Z_{MIN_{REF}}}{Z_{REF} - Z_{MIN_{REF}}} = \frac{Z_{O_i} - \left(Z_{MIN_{REF}} \frac{S_i}{S_{REF}} \frac{PM_{REF}}{PM_i} \frac{Z_{O_i} - Z_i}{Z_{O_{REF}} - Z_{REF}} \right)}{Z_i - \left(Z_{MIN_{REF}} \frac{S_i}{S_{REF}} \frac{PM_{REF}}{PM_i} \frac{Z_{O_i} - Z_i}{Z_{O_{REF}} - Z_{REF}} \right)}$$

DESARROLLANDO, TENEMOS LO SIGUIENTE:

$$\left[Z_i - \left(Z_{MIN_{REF}} \frac{S_i}{S_{REF}} \frac{PM_{REF}}{PM_i} \frac{Z_{O_i} - Z_i}{Z_{O_{REF}} - Z_{REF}} \right) \right] (Z_{O_{REF}} - Z_{MIN_{REF}}) = \left[Z_{O_i} - \left(Z_{MIN_{REF}} \frac{S_i}{S_{REF}} \frac{PM_{REF}}{PM_i} \frac{Z_{O_i} - Z_i}{Z_{O_{REF}} - Z_{REF}} \right) \right] (Z_i - Z_{MIN_{REF}}) \quad (Z_i - Z_{MIN_{REF}})$$

PARA EL MIEMBRO IZQUIERDO:

$$Z_i Z_{O_{REF}} - Z_i Z_{MIN_{REF}} - Z_{MIN_{REF}} \frac{S_i}{S_{REF}} \frac{PM_{REF}}{PM_i} \frac{Z_{O_i} - Z_i}{Z_{O_{REF}} - Z_{REF}} (Z_{O_{REF}} - Z_{MIN_{REF}}) =$$

$$Z_i (Z_{O_{REF}} - Z_{MIN_{REF}}) - Z_{MIN_{REF}} \frac{S_i}{S_{REF}} \frac{PM_{REF}}{PM_i} \frac{Z_{O_i} - Z_i}{Z_{O_{REF}} - Z_{REF}} (Z_{O_{REF}} - Z_{MIN_{REF}})$$

PARA EL MIEMBRO DERECHO:

$$Z_{o_i} Z_R - Z_{o_i} Z_{MIN_R} - Z_{MIN_R} \frac{S_i PM_R}{S_R PM_i} \frac{Z_{o_i} - Z_i}{Z_{o_R} - Z_R} (Z_R - Z_{MIN_R}) =$$

$$Z_{o_i} (Z_R - Z_{MIN_R}) - Z_{MIN_R} \frac{S_i PM_R}{S_R PM_i} \frac{Z_{o_i} - Z_i}{Z_{o_R} - Z_R} (Z_R - Z_{MIN_R})$$

REUNIENDO AMBOS MIEMBROS Y DESPEJANDO Z_i ,

$$Z_i = \frac{Z_{o_i} (Z_R - Z_{MIN_R}) - Z_{MIN_R} \frac{S_i PM_R}{S_R PM_i} \frac{Z_{o_i} - Z_i}{Z_{o_R} - Z_R} (Z_R - Z_{MIN_R}) + Z_{MIN_R} \frac{S_i PM_R}{S_R PM_i} \frac{Z_{o_i} - Z_i}{Z_{o_R} - Z_R} (Z_{o_R} - Z_{MIN_R})}{Z_{o_{REF}} - Z_{MIN_{REF}}}$$

-----SE CANCELAN-----

DESARROLLANDO AÚN MÁS SE VE QUE:

$$Z_i = \frac{Z_{o_i} (Z_R - Z_{MIN_R}) - Z_{MIN_R} \left[\frac{S_i PM_R}{S_R PM_i} \frac{Z_{o_i} - Z_i}{Z_{o_R} - Z_R} \right] Z_R + Z_{MIN_R} \left[\frac{S_i PM_R}{S_R PM_i} \frac{Z_{o_i} - Z_i}{Z_{o_R} - Z_R} \right] Z_{o_R}}{Z_{o_{REF}} - Z_{MIN_{REF}}}$$

TOMANDO COMO FACTOR COMÚN A " Z_{MIN_R} " DEL DENOMINADOR:

$$Z_i = \frac{Z_{o_i} (Z_R - Z_{MIN_R}) + Z_{MIN_R} \frac{S_i PM_R}{S_R PM_i} \frac{Z_{o_i} - Z_i}{Z_{o_R} - Z_R} (Z_{o_R} - Z_R)}{Z_{o_{REF}} - Z_{MIN_{REF}}}$$

PODEMOS DESPRECIAR LOS VALORES DE Z_i Y Z_{MINR} SIEMPRE QUE - NO APAREZCAN COMO UNA DIFERENCIA DESDE Z_i NI Z_R (ESTO SE - NOTARÁ CRUZANDO CON FLECHA TENDIENDO A CERO); AL DESARROLLAR PARA Z_{o_i} TENDREMOS:

$$Z_i = \frac{Z_{o_i} Z_R - Z_{o_i} Z_{MINR} + Z_{MINR} \frac{S_i}{S_R} \frac{PM_R}{PM_i} (Z_{o_i} - Z_i)}{Z_{o,REF} - Z_{MIN,REF}}$$

TOMANDO AHORA COMO FACTOR COMÚN A Z_{o_i} , TENEMOS:

$$Z_i = \frac{Z_{o_i} \left(Z_R + \left[Z_{MINR} \left(\frac{S_i}{S_R} \frac{PM_R}{PM_i} \right) - 1 \right] \right)}{Z_{o,R}}$$

RE-ARREGLANDO PARA CONVENIENCIA DE OPERACIONES:

$$Z_i = \frac{Z_{o_i}}{Z_{o,REF}} \left[Z_{MIN,REF} \left(\frac{S_i}{S_{REF}} \frac{PM_{REF}}{PM_i} \right) - 1 \right] + Z_{REF} \quad (4-47)$$

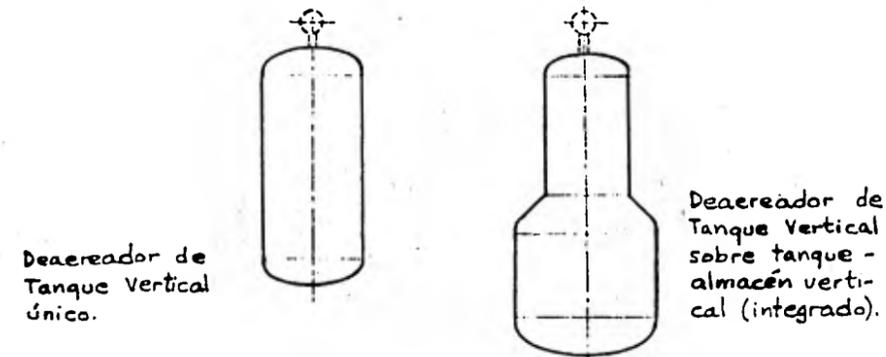
ESTA ECUACIÓN (4-47) ES APTA PARA OBTENER LA CONCENTRACIÓN RESIDUAL DE CUALQUIER GAS EN EL AGUA DEAERADA, A PARTIR DE LAS CONCENTRACIONES ENTRADA-SALIDA DEL GAS DE REFERENCIA, LA CONCENTRACIÓN DEL GAS "INCÓGNITA" EN EL AGUA A DEAERAR, Y DEMÁS DATOS DISPONIBLES EN LA LITERATURA.

EN EL CASO DEL SISTEMA O_2 , N_2 Y CO_2 , TENDREMOS:

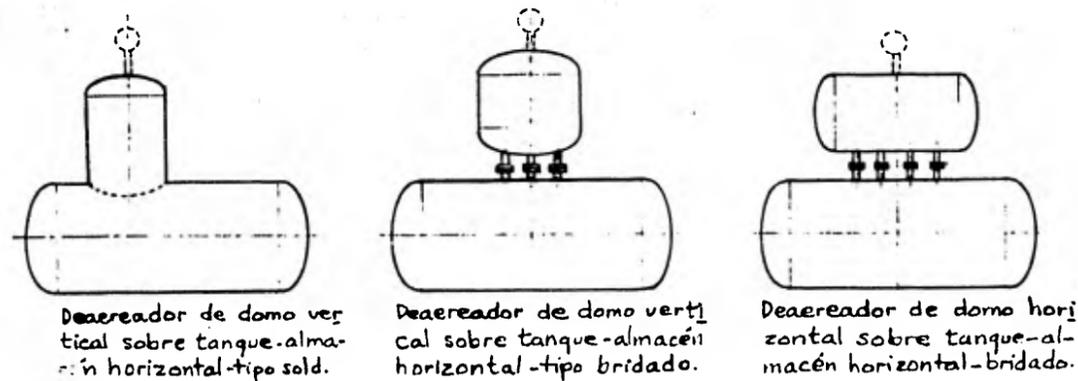
CUADRO COMPARATIVO DE CARACTERISTICAS TIPICAS GENERALES

TIPO DE ARREGLO	TIEMPO DE RESIDENCIA	
	PARA DEAERACION	PARA ALMACENAMIENTO
a) Tanque vertical único.	2 a 4 min (1)	3 a 5 min (2)
Tanque vertical sobre tanque-almacén vertical.	2 a 4 min (1)	5 a 10 min (3)
b) Domo vertical sobre tanque-almacén horizontal - tipo soldado.	1.5 a 4 min (1)	10 a 15 min (3)
Domo vertical sobre tanque-almacén horizontal - tipo bridado.	1.5 a 4 min (1)	10 a 15 min (3)
Domo horizontal sobre tanque-almacén horizontal - bridado.	1.5 a 6 min (1)	10 a 15 min (3)
c) Tanque horizontal único	0.5 a 2 min (2)	5 a 15 min (4)

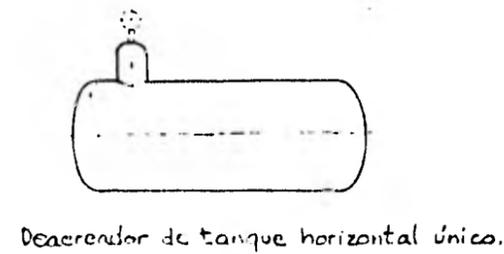
a).- DEAERADORES DE TANQUE VERTICAL.



b).- DEAERADORES DE DOMO Y TANQUE-ALMACEN.



c).- DEAERADORES DE TANQUE HORIZONTAL.



- (1) Adecuado a capacidad de diseño.
- (2) Limitado.
- (3) Arbitrario.
- (4) Arbitrario o limitado por el diseño interno.

ARREGLOS DE EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA A PRESION.

S/ESC.

PLANTAS 4-B

- c) FLEXIBILIDAD QUE DEBE TENER EL EQUIPO DEAEREA--
DOR PARA ABSORBER LAS VARIACIONES QUE SE PRE--
SENTEN EN LA TEMPERATURA DEL AGUA A DEAEREAR,--
SEGÚN SEAN LOS PORCIENTOS EN AGUA FRÍA DE RE--
PUESTO Y EN RETORNO DE CONDENSADOS DEL TOTAL DE
AGUA CRUDA A DEAEREAR.
- d) FLEXIBILIDAD QUE DEBE TENER EL DEAEREA--
DOR TÉR--
MICO PARA ABSORBER EL RANGO DE VARIACIONES DE
FLUJO POR LAS FLUCTUACIONES EN LA DEMANDA DE -
AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERA EN LA PLANTA.
- e) CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAEREADA
EN EL MISMO EQUIPO DEAEREA--
DO, EN FUNCIÓN DE -
LOS INCISOS (A) Y (B) CITADOS.

ADEMÁS SE PUEDEN TENER CIERTAS LIMITACIONES O CON--
DICIONES DETERMINANTES PARA EL EQUIPO, DE TIPO PRÁCTICO, COMO
PUEDEN SER:

- FACILIDADES PARA LA TRANSPORTACIÓN,
- DISPONIBILIDAD DE ESPACIO,
- PRESUPUESTO PREVISTO,
- PREFERENCIAS SOBRE DETERMINADOS DISEÑOS, DISPOS--
TIVOS, ETC.

EN EL DIAGRAMA 4-3 SE MUESTRAN LOS DIVERSOS ARREGLOS
QUE PUEDEN DARSE PARA LOS EQUIPOS DE DEAEREA--
CIÓN TÉR--
MICA A PRE--
SIÓN, ASÍ COMO UNA TABULACIÓN COMPARATIVA DE SUS CARACTERÍSTI--
CAS TÍPICAS GENERALES.

T A B L A 4 - 5

TIPO DE DEAERADOR TERMICO	CAPACIDAD AGUA DEAEREADA	CALIDAD AGUA DEAEREADA	FLEXIBILIDAD DE OPERACION	
			C/VARIACIÓN DE GASTO	C/VARIACIÓN TEMPER.
	LB/H	PPM O_2 RESIDUAL	% DE FLUJO NOMIN.	% AGUA FRÍA REPUEST.
- DE TANQUE VERTICAL:				(1)
- DE ROCIADO CON BURBUJEO: *	9 000 - 300 000	0.5 A 0.005	3 A 100 %	0 - 100 % (2)
- DE PLATOS: *	2 860 - 1500 000	MENOS DE 0.005	3 A 100 %	0 - 100 %
- DE ATOMIZACIÓN:	2 860 - 110 000	0.5 A 0.05	30 A 100 %	0 - 100 % (2)
- DE DOMO Y TANQUE - ALMACEN:				
- DE ROCIADO CON BURBUJEO: *	22 000 - 1100 000	0.5 A 0.005	3 A 100 %	0 - 100 % (2)
- DE PLATOS: *	22 000 - 1100 000	MENOS DE 0.005	3 A 100 %	0 - 100 %
- DE ATOMIZACIÓN :	66 000 - 705 000	0.5 A 0.05	50 A 100 %	0 - 100 % (2)
- DE TANQUE HORIZONTAL:				
- DE ROCIADO CON BURBUJEO:	9 000 - 300 000	0.5 A 0.005	3 A 100 %	0 - 100 %

NOTAS: (1) PORCENTAJE DE AGUA FRÍA DE REPUESTO (DESMINERALIZADA) DEL TOTAL DE AGUA A DEAERAR.

(2) AL APROXIMARSE AL 100% DE AGUA FRÍA DE REPUESTO, LA CALIDAD DEL AGUA DEAEREADA EMPOBRECE.

* EQUIPOS COMERCIALES.

EN LA TABLA 4-5 SE REPORTAN LOS VALORES INDICATIVOS DE LOS PARÁMETROS QUE CONFORMAN EL CRITERIO GENERAL DE SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA. LOS VALORES QUE FIGURAN EN DICHA TABLA NO SON RESTRICTIVOS, SINO SÓLO LOS TÍPICOS PARA CADA DISEÑO.

COMO SE PUEDE OBSERVAR, LA TABLA 4-5 NO SÓLO CONTIENE LOS TIPOS COMERCIALES O MÁS COMUNES DE DEAERADORES TÉRMICOS, SINO QUE INCLUYE LAS COMBINACIONES DE ELEMENTOS EN ESTOS EQUIPOS CON LAS QUE SE LOGRA UN COMPORTAMIENTO DIFERENTE AL DE OTRO TIPO, AUNQUE PERTENEZCA A LA MISMA "FAMILIA".

COMO COMPLEMENTO A LA TABLA 4-5 GENERAL, SE TIENEN ADEMÁS LAS TABLAS 4-5A, 4-5B Y 4-5C CONTENIENDO LOS PRINCIPALES ARREGLOS QUE PUEDEN APLICARSE, RESPECTIVAMENTE, PARA LOS DEAERADORES TIPO DE: A) TANQUE VERTICAL, B) DOMO Y TANQUE ALMACÉN, Y C) TANQUE HORIZONTAL O "SALCHICHA".

EN EL INCISO 4.10 SE DAN LOS DETALLES E INFORMACIÓN PARA CALCULAR LOS ELEMENTOS QUE CONSTITUYEN LAS DIVERSAS SECCIONES DE UN DEAERADOR TÉRMICO.

4.10 CÁLCULO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA.

LOS CÁLCULOS INHERENTES A ESTOS EQUIPOS ESTARÁN ENFOCADOS PRIMERAMENTE A LOS ELEMENTOS QUE CONSTITUYEN LAS SECCIONES DEL DEAERADOR TÉRMICO, ESTO ES:

T A B L A 4-5 A

CLASIFICACION DE LOS DEAERADORES TERMICOS DE TANQUE VERTICAL UNICO SEGUN SUS ELEMENTOS CONSTITUTIVOS.

TIPO GENERAL (PRINCIPIO)	S E C C I O N E S				ARREGLOS	RANGO DE CAPACIDAD AGUA DEAERADA LB/H
	ALIMENTACION DE AGUA	CONDENSACION DE VENTEO	DEAERACION	ALMACENAMIENTO		
DE ROCIADO C/BURBUJEO	TUBO PERFORADO O RANURADO	CONTACTO DIRECTO REC- TANGULAR	AGOTADOR CILINDRICO	SIN POST-CALENTA- MIENTO	SOLAMENTE B	8,800-150,000
	CÁMARA DE ESPREAS ROCIADORAS	CONTACTO DIRECTO TIPO CAMPANA	" "	" " "	" "	8,800-300,000
	" " "	" " "	" BIPARTIDO	" " "	A ó B	8,800-660,000
DE PLATOS (*)	TUBO PERFORADO O RANURADO	INDIRECTO SUPERFICIE- EXTERNO	FLUJO EN PARALELO	SIN " "	A ó B	0-150,000
	" " "	" " "	" "	CON " "	A ó B	0-150,000
	" " "	" " "	FLUJO A CONTRACORRIENTE	SIN " "	A ó B	0-150,000
	" " "	" " "	" " "	CON " "	A ó B	0-150,000
	CÁMARA DE ESPREAS ROCIADORAS	CONTACTO DIRECTO TIPO CAMPANA	FLUJO EN PARALELO	SIN " "	A ó B	0-705,000
	" " "	" " "	" "	CON " "	A ó B	0-705,000
	" " "	" " "	FLUJO A CONTRACORRIENTE	SIN " "	A ó B	0-705,000
	" " "	" " "	" " "	CON " "	A ó B	0-705,000
DE ATOMIZACIÓN	TUBO PERFORADO O RANURADO	CONTACTO DIRECTO-REC- TANGULAR	TOLVA COLECTORA Y CHA- ROLA	SIN " "	A ó B	22,000-150,000
	" " "	" " "	" " " "	CON " "	A ó B	22,000-150,000
	CÁMARA DE ESPREAS ROCIADORAS	CONTACTO DIRECTO TIPO CAMPANA	" " " "	SIN " "	A ó B	22,000-260,000
	" " "	" " "	" " " "	CON " "	A ó B	22,000-260,000

A = TANQUE VERTICAL ÚNICO.
B = TANQUE VERTICAL SOBRE TANQUE-ALMACEN VERTICAL.

(*) PLATOS DE TIPO PERFORADO O A BASE DE TIRILLAS
O CANALILLOS.

T A B L A 4-5 B

CLASIFICACION DE LOS DEAERADORES TERMICOS DE DOMO Y TANQUE-ALMACEN SEGUN SUS ELEMENTOS CONSTITUTIVOS.

TIPO GENERAL (PRINCIPIO)	S E C C I O N E S				ARREGLOS	RANGO DE CAPACIDAD AGUA DEAERADA LB/H
	ALIMENTACIÓN DE AGUA	CONDENSACION DE VENTEO	DEAERACION	ALMACENAMIENTO (A)		
DE ROCIADO C/BURBUJEO	CÁMARA DE ESPREAS RO- CIADORAS	CONTACTO DIRECTO TIPO CAMPANA	AGOTADOR CILÍNDRICO(**)	SIN POST-CALENTA- MIENTO	A	5 000-300 000
	" " " "	" " "	" " "	" " "	B	200 000-705 000
	" " " "	" " "	" " "	" " "	C	500 000-1200 000
	" " " "	" " "	AGOTADOR BIPARTIDO	" " "	B	200 000-500 000
DE PLATOS (*)	" " " "	" " "	FLUJO EN PARALELO	" " "	A	0 -200 000
	" " " "	" " "	" " "	" " "	B	200 000-705 000
	" " " "	" " "	" " "	" " "	C	705 000-1200 000
	" " " "	" " "	FLUJO A CONTRACORRIENTE	" " "	A	0 - 200 000
	" " " "	" " "	" " "	" " "	B	200 000-705 000
	" " " "	" " "	" " "	" " "	C	705 000-1200 000
DE ATOMIZACIÓN	" " " "	" " "	TOLVA COLECTORA Y CHA- ROLA.	" " "	A	9 000- 330 000

A = DOMO VERTICAL SOBRE TANQUE-ALMACÉN HORIZONTAL - TIPO SOLDADO.

B = DOMO VERTICAL SOBRE TANQUE-ALMACÉN HORIZONTAL - TIPO BRIDADO.

C = DOMO HORIZONTAL SOBRE TANQUE-ALMACÉN HORIZONTAL - TIPO BRIDADO.

(*) OPCIONALMENTE CON DISPOSITIVO BURBUJeadOR DE VAPOR COMO POST-
CALENTAMIENTO EN EL INTERIOR DEL TANQUE-ALMACÉN.

(**) CON AGOTADOR YA SEA EN EL DOMO DE DEAERACIÓN O SUMERGIDO EN EL
TANQUE-ALMACÉN.

T A B L A 4 - 5 C

CLASIFICACION DE LOS DEAERADORES TERMICOS DE TANQUE HORIZONTAL UNICO SEGUN SUS ELEMENTOS CONSTITUTIVOS.

TIPO GENERAL (PRINCIPIO)	S E C C I O N E S				ARREGLOS	RANGO DE CAPACIDAD AGUA DEAERADA LB/H
	ALIMENTACIÓN DE AGUA	CONDENSACIÓN DE VENTEO	DEAERACIÓN	ALMACENAMIENTO		
DE ROCIADO C/BURBUJEO	CÁMARA DE ESPREAS RO- CIADORAS.	CONTACTO DIRECTO TIPO CAMPANA	SISTEMA BURBUJEO SUMERGIDO	COMPARTIMIENTO DIVIDIDO POR BAFLE.	TANQUE HORIZON TAL	22 000-330 000
' ' '	' ' '	' ' '	AGOTADOR CILÍNDRI CO SUMERGIDO.	SIN POST-CALENTAMIENTO	TANQUE HORIZON TAL	22 000-285 000

- 1) SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN DE AGUA.
- 2) SECCIÓN DE CONDENSACIÓN DE VENTEO.
- 3) SECCIÓN DE DEAERACIÓN.
- 4) SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO.

COMO YA SE OBSERVÓ EN LAS TABLAS 4-5A, 4-5B Y 4-5C, INDEPENDIENTEMENTE DEL ARREGLO DEL RECIPIENTE, PARA CADA SECCIÓN DEL DEAERADOR HAY VARIAS ALTERNATIVAS O DIFERENTES TIPOS DE ELEMENTOS QUE SE PUEDEN EMPLEAR PARA CUMPLIR CON LA FUNCIÓN ESPECÍFICA DE LA SECCIÓN QUE SE CONSIDERE. LA SELECCIÓN DEL ELEMENTO QUE DEBE APLICARSE EN CADA SECCIÓN DEPENDE PRINCIPALMENTE DE LAS NECESIDADES DE DISEÑO Y DE OPERACIÓN QUE SE PLANTEEN PARA EL EQUIPO.

LA RELACIÓN E INTEGRACIÓN DE LAS SECCIONES CITADAS SE ESTABLECE EN EL DIMENSIONAMIENTO GENERAL DEL EQUIPO DEAERADOR, EN FUNCIÓN DEL TIPO DE ARREGLO UTILIZADO PARA EL RECIPIENTE, YA DESCRITO EN LA TABLA 4-5.

4.10.1. SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN DE AGUA.

ESTA SECCIÓN PUEDE ESTAR CONSTITUIDA POR UNO DE LOS SIGUIENTES TIPOS DE ELEMENTOS:

- TUBO PERFORADO O RANURADO,
- CÁMARA DE ESPREAS ROCIADORAS.

LA SELECCIÓN ENTRE UNO U OTRO ELEMENTO ESTÁ EN FUNCIÓN DE:

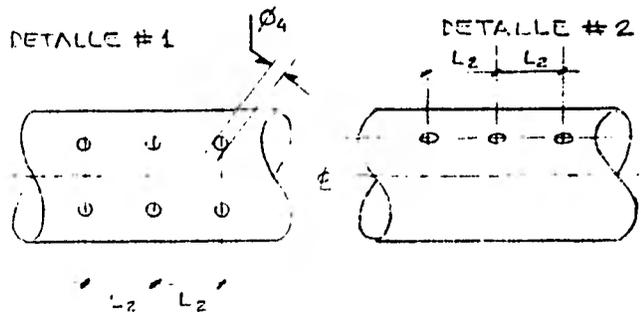
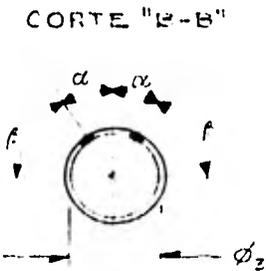
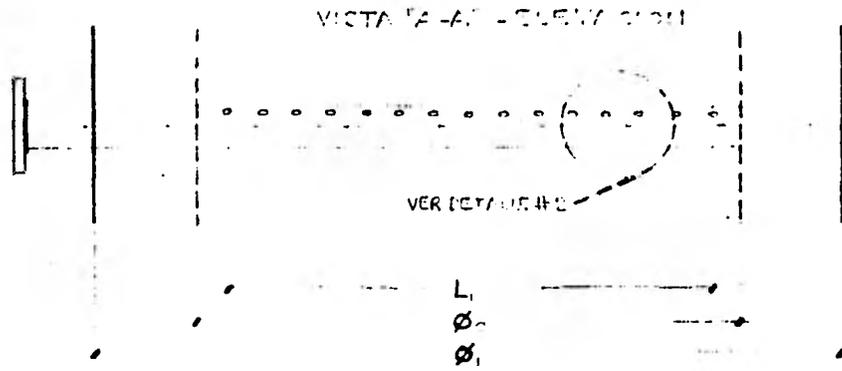
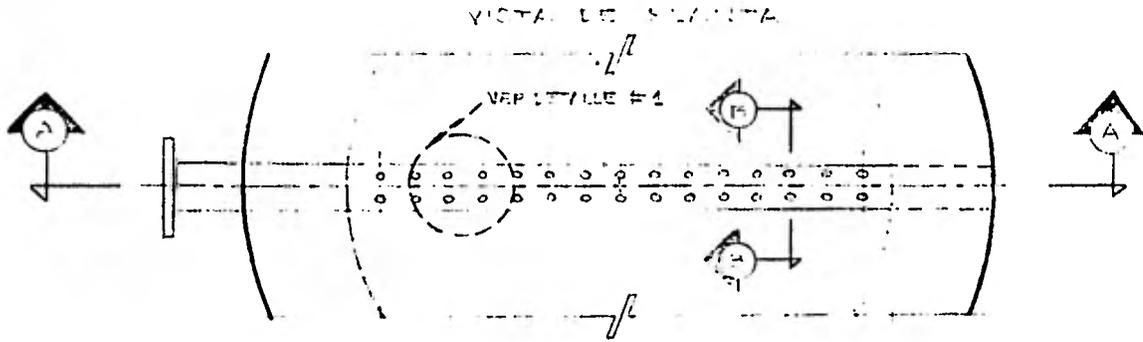
- A) CAPACIDAD:
- | FLUJO, LB/H: | ELEMENTO: |
|----------------|--------------------|
| <150,000 ----- | TUBO PERF. O RAN. |
| >150,000 ----- | CÁMARA DE ESPREAS. |
- B) FLEXIBILIDAD A LA VARIACIÓN DE GASTO:
- GASTO DE OPERACIÓN:
- | | |
|--|--------------------|
| ~10-100 % DEL GASTO MÁX.
DE OP. ----- | TUBO PERF. O RAN. |
| ~3-100 % DEL GASTO MÁX.
DE OP. ----- | CÁMARA DE ESPREAS. |
- TRATÁNDOSE DE DEAERADORES DE PLATOS, ESTA FIGURA CARECE DE IMPORTANCIA.
- C) TIPO DE ELEMENTO EMPLEADO PARA LA CONDENSACIÓN DE VENTEO:
- CONDENSADOR DE VENTEO:
- | | |
|--|--------------------|
| DE SUPERF. EXTERNO
(TUBULAR) ----- | TUBO PERF. O RAN. |
| DE CONTACTO DIRECTO RECTANGULAR INTERNO. ----- | TUBO PERF. O RAN. |
| DE CONTACTO DIRECTO TIPO CAMPANA. ----- | CÁMARA DE ESPREAS. |
- D) TIPO DE ARREGLO DEL RECIPIENTE:
- | | |
|------------------------------|--------------------|
| TANQUE VERTICAL ----- | CUALQUIERA. |
| DOMO Y TANQUE-ALMACÉN. ----- | CÁMARA DE ESPREAS. |
| TANQUE HORIZONTAL. ----- | CÁMARA DE ESPREAS. |

4.10.1.1. TUBO PERFORADO.

ESTE TIPO DE ELEMENTO DISTRIBUIDOR DE AGUA A DEAE---

FIGURA 4-4

SECCION DE ALIMENTACION DE LEJIA
TUBO PERFORADO



T A B L A 4 - 6

CALCULOS PARA EL TUBO PERFORADO / SECCION DE ALIMENTACION DE AGUA.

NOMENCLATURA		CONDICIONES LIMITANTES	ECUACIONES DE DISEÑO
L_1	LONGITUD ÚTIL BARRENADA DEL TUBO REPARTIDOR, IN	DIÁMETRO DE LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN, IN	$L_1 = \varnothing_2 - 8$ ó $L_1 = \frac{\pi}{4} \varnothing_1$
L_2	SEPARACIÓN ENTRE BARRENOS, IN	NÚMERO DE BARRENOS Y LONGITUD DEL TUBO REPARTIDOR, IN. L_2 MÍNIMO = $8 \varnothing_4$, MÁXIMO = $21 \varnothing_4$	$L_2 = 2 \frac{L_1}{N_B - 1}$
\varnothing_1	DIÁMETRO DEL TANQUE O DOMO DEAERADOR, IN	DATO	DATO
\varnothing_2	DIÁMETRO DE LA CÁMARA INTERNA DE DEAERACIÓN (*)	DATO	DATO
\varnothing_3	DIÁMETRO DEL TUBO REPARTIDOR PERFORADO, IN	VELOCIDAD DE FLUJO A TRAVÉS DEL TUBO: $u_1 = 2.44$ M/S (8 FT/S) MÁX.	$\varnothing_3 = \sqrt{0.0509 \frac{W}{u_1 \rho}}$ = FLUJO, LB/H = DENSIDAD, LB/FT ³
\varnothing_4	DIÁMETRO DE BARRENOS	VELOCIDAD DE FLUJO A TRAVÉS DE LOS - BARRENOS: $u_2 = 6.1$ M/S (20 FT/S) MÁX.	$\varnothing_4 = 4.8$ MM (3/16") Ó ALTERNATIVAMENTE DE 6.3 MM (1/4") U 8 MM (5/16").
α	ÁNGULO DE EJE BARRENOS A EJE VERTICAL.	\varnothing_3	30°
β	ÁNGULO DE EJE BARRENOS A EJE HORIZONTAL.	\varnothing_3	60°
N_B	NÚMERO DE BARRENOS	u_2 = VELOCIDAD-BARRENOS, 20 FT/S, W = FLUJO AGUA A DEAERAR, LB/H \varnothing_4 = DIÁMETRO DE BARRENOS.	$N_B = 0.0509 \frac{W}{\rho \varnothing_4^2 u_2}$ FLUJO, LB/H = W DIÁM., IN = \varnothing_4 VELOC., FT/S = u_2

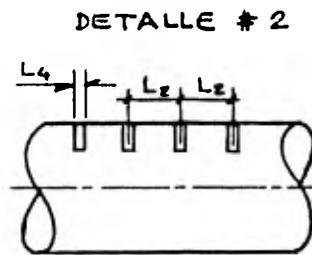
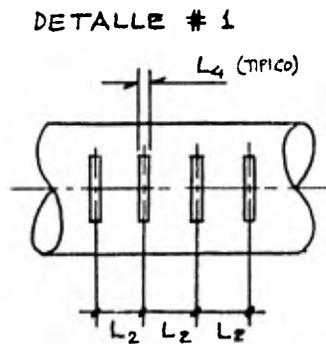
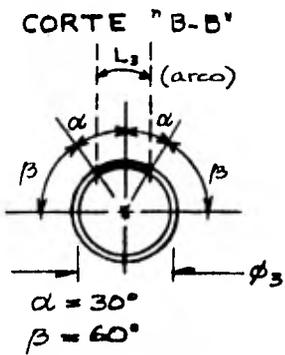
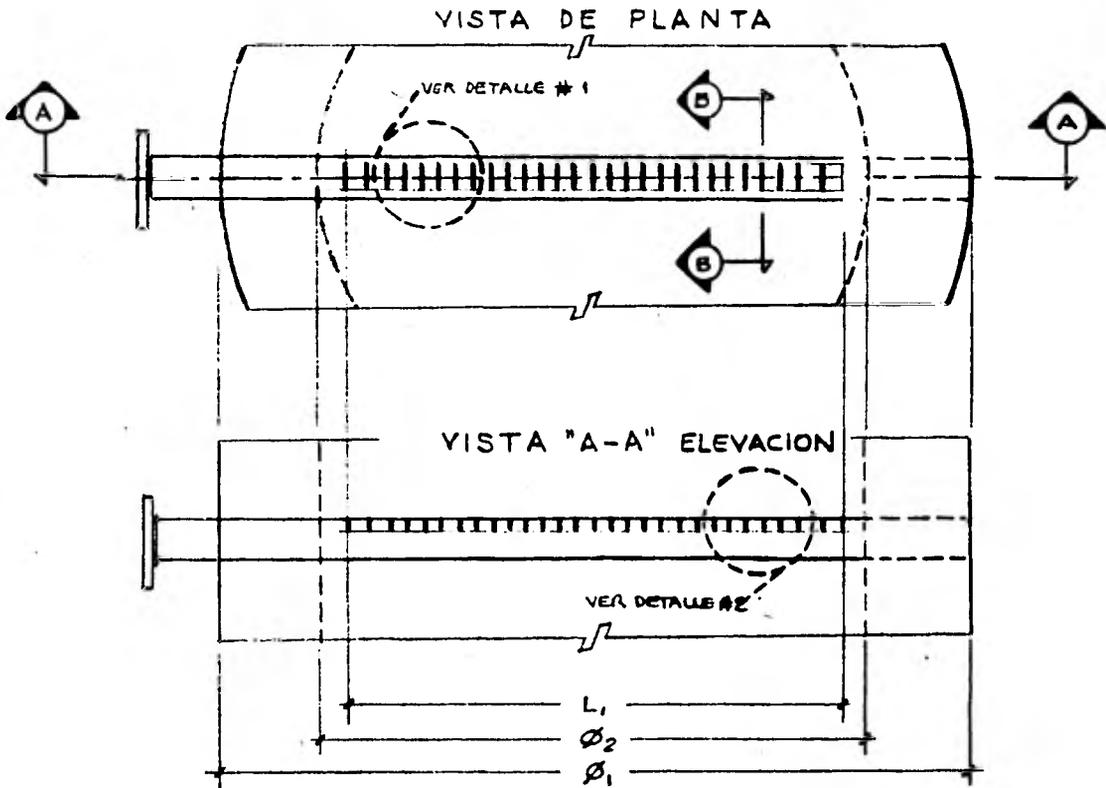
(*) SÓLO PARA ALGUNOS TIPOS DE DEAERADORES DE PLATOS.

151

FIGURA 4-5

SECCION DE ALIMENTACION DE AGUA

TUBO RANURADO



T A B L A 4 - 7

CALCULOS PARA EL TUBO RANURADO - SECCION DE ALIMENTACION DE AGUA.

NOMENCLATURA	CONDICIONES LIMITANTES	ECUACIONES DE DISEÑO
L ₁ LONGITUD ÚTIL RANURADA - DEL TUBO REPARTIDOR, IN.	DIÁMETRO DE LA SECCIÓN DE -- DEAERACIÓN, IN.	$L_1 = \theta_2 \cdot 8 \quad \text{ó} \quad L_1 = \frac{3}{4} \theta_1$
L ₂ SEPARACIÓN ENTRE RANURAS, IN.	MÍNIMA 38 MM (1 1/2")	$L_2 = \frac{L_1}{N_R - 1}$
L ₃ LONGITUD DE ARCO DE -- RANURA, IN.	ÁNGULO α , DIÁMETRO DEL TUBO θ_3 , IN.	$L_3 = \frac{2\pi \theta_3 \alpha^{30^\circ}}{360} = 0.5236 \theta_3$
θ_1 DIÁMETRO DEL TANQUE O -- DOMO DEAERADOR.	D A T O	D A T O
θ_2 DIÁMETRO DE LA CÁMARA INTERNA DE DEAERACIÓN.	D A T O	D A T O
θ_3 DIÁMETRO DEL TUBO REPARTIDOR RANURADO, IN.	VELOCIDAD DE FLUJO A TRAVÉS DEL TUBO: $U_1 = 2.44 \text{ M/S (8 FT/S)}$ MÁXIMA.	$\theta_3 = \sqrt{0.0509 \frac{W}{\mu \cdot \rho}} \quad \left \begin{array}{l} W = \text{FLUJO, LB/H.} \\ \rho = \text{DENSIDAD, LB/FT}^3 \end{array} \right.$
X ESPESOR O CLARO LIBRE DE RANURA, IN.	VELOCIDAD DE FLUJO A TRAVÉS DE RANURAS: $U_2 = 6.1 \text{ M/S (20 FT/S)}$ MÁXIMA.	1.6 MM (1/16") ó 2 MM (5/64")
α ÁNGULO A EJE VERTICAL -	θ_3	30°
β ÁNGULO A EJE HORIZONTAL	θ_3	60°
N _R NÚMERO DE RANURAS	X, L ₂ , DEFINIDA POR W, U ₂ .	$N_R = 0.04 \frac{W}{X L_3 \rho U_2}$

(*) SÓLO PARA ALGUNOS TIPOS DE DEAERADORES DE PLATOS.

REAR SE CALCULA Y DIMENSIONA DE ACUERDO CON EL CROQUIS 4-4 Y LA TABLA 4-6.

4.10.1.2. TUBO RANURADO.

ESTE ELEMENTO SE RECOMIENDA EN LOS CASOS DONDE UN TUBO PERFORADO NO PUEDA CUMPLIR CON LAS CONDICIONES ESTABLECIDAS PARA LA VELOCIDAD MÁXIMA DE FLUJO, AÚN TENIENDO LA MÍNIMA SEPARACIÓN DE BARRENOS Y EL MAYOR DIÁMETRO DE ORIFICIOS.

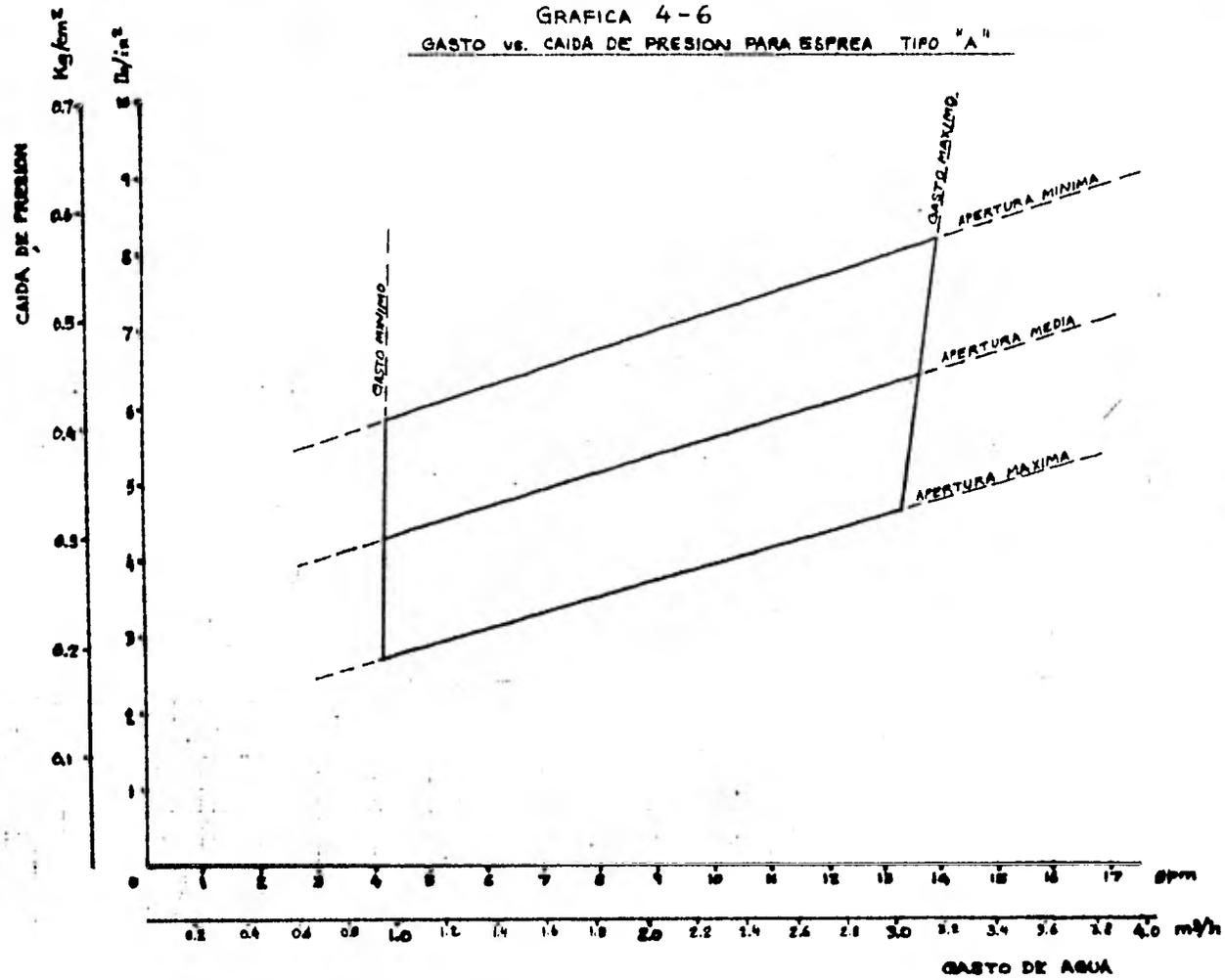
EL TUBO RANURADO SE CALCULA MEDIANTE EL CROQUIS - 4-5 Y LA TABLA 4-7.

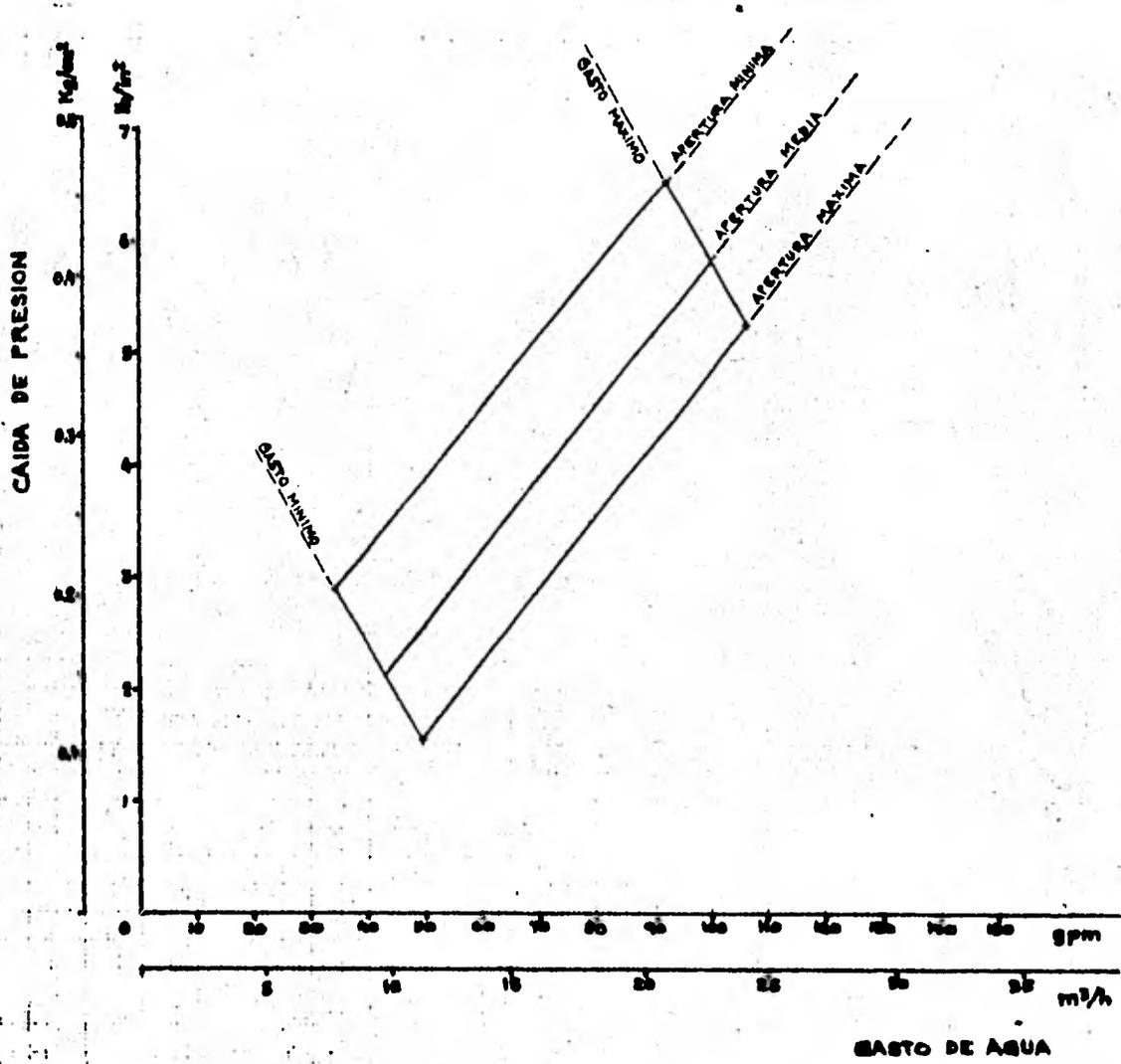
4.10.1.3. CÁMARA DE ESPREAS ROCIADORAS.

ESTA CÁMARA SE DISEÑA PARA CONTENER EL NÚMERO REQUERIDO DE ESPREAS O VÁLVULAS ROCIADORAS, DÁNDOLES ADEMÁS EL ÁNGULO Y DISTRIBUCIÓN ADECUADOS PARA QUE LA LLUVIA O CORTINA FORMADA CUBRA LA MAYOR ÁREA POSIBLE.

SEGÚN SEA EL TIPO Y TAMAÑO DE LA ESPREA ROCIADORA QUE SE EMPLEE, SERÁ EL RANGO DE FLUJO Y DE CAÍDA DE PRESIÓN PARA CADA ESPREA, Y POR CONSIGUIENTE LA CANTIDAD REQUERIDA - DE ÉSTAS. VÉANSE LAS GRÁFICAS NOS. 4-6, 4-7 Y 4-8, DONDE SE INDICA LA VARIACIÓN DE GASTO DE AGUA LIMPIA CON RESPECTO A LA CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DE ESPREAS TÍPICAS DE DIFERENTES TAMAÑOS.

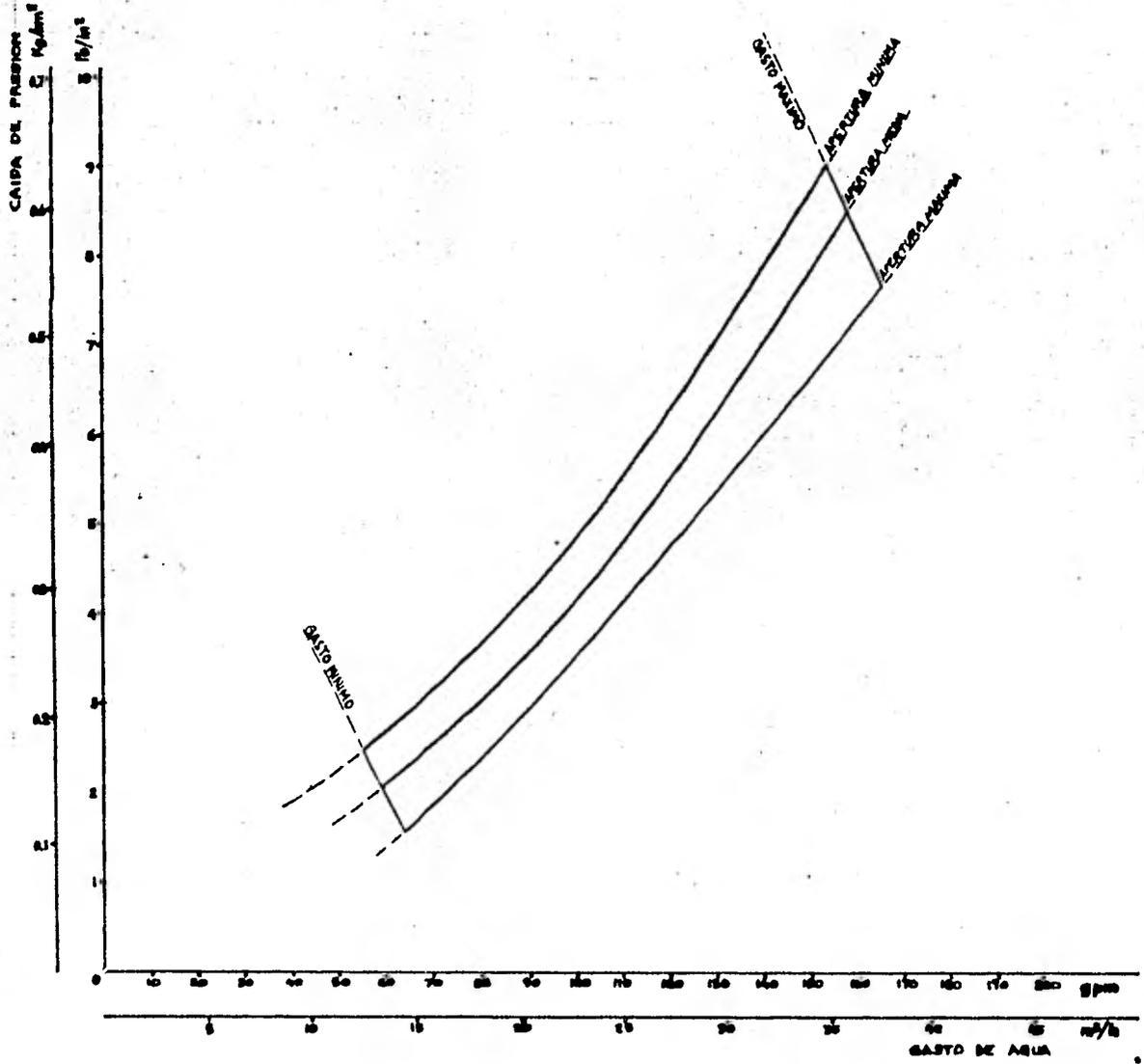
GRAFICA 4-6
 GASTO vs. CAIDA DE PRESION PARA ESPREA TIPO "A"

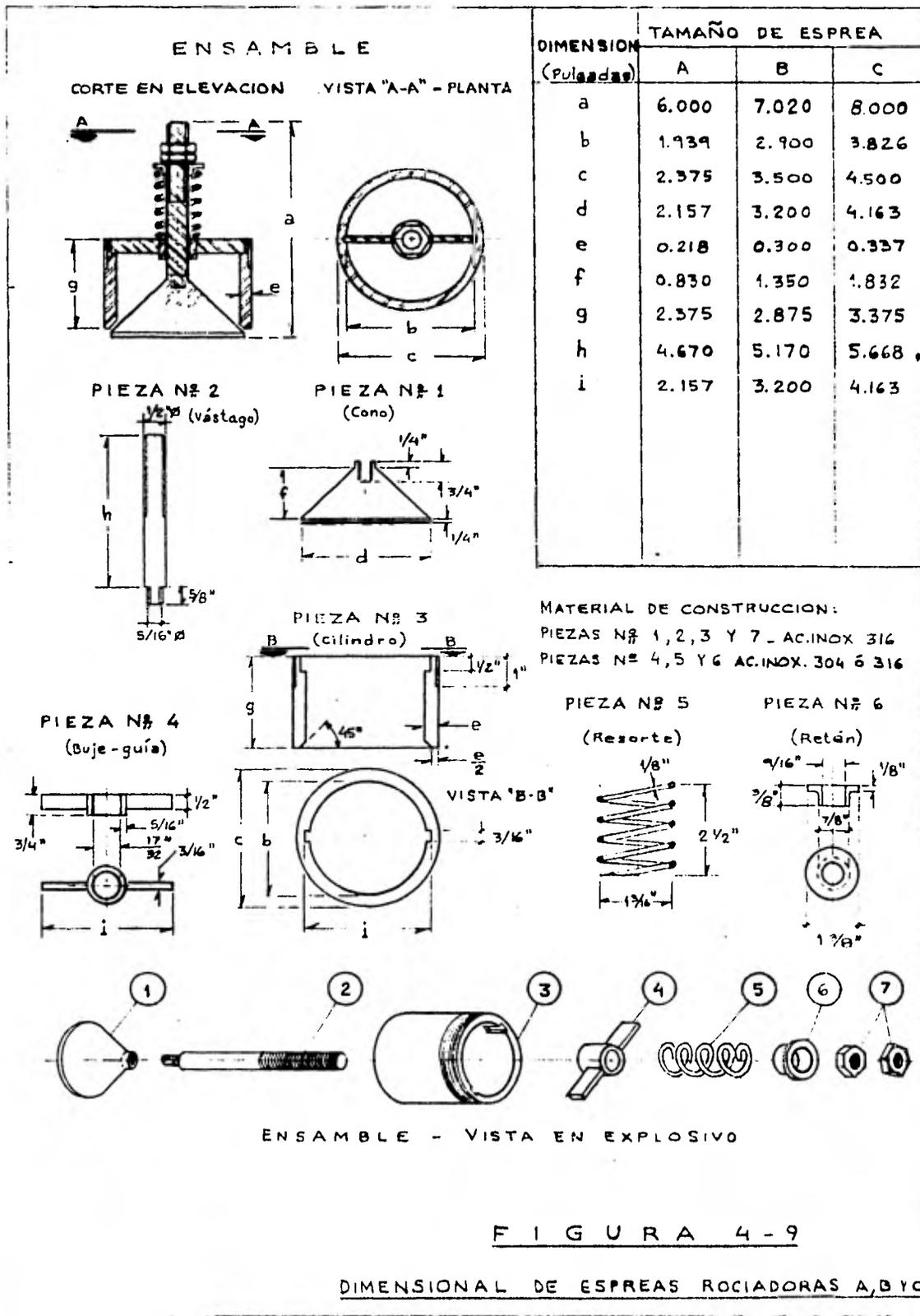




GRAFICA 4-7
 Gasto vs. Caída de Presión Para Esprea tipo "B"

GRAFICA 4-8
GASTO vs. CAIDA DE PRESION PARA ESPERA TIPO "C"





T A B L A 4 - 8

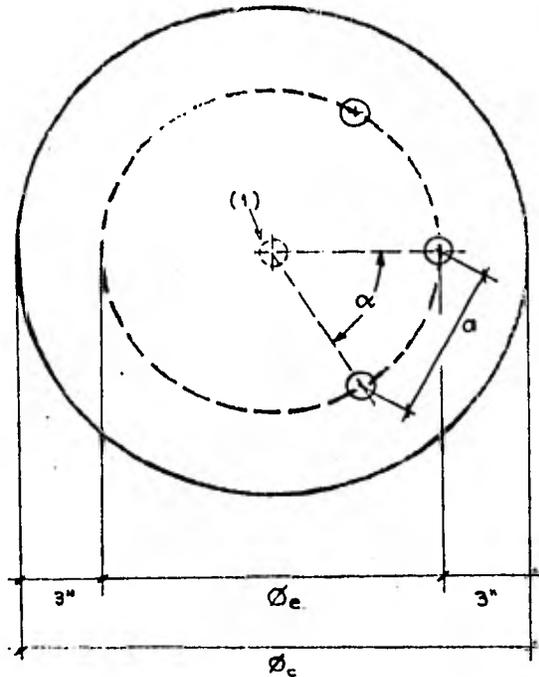
GASTO Y CAIDA DE PRESION A TRAVES DE ESPREAS ROTADORAS.

ESPREAS		A			B			C			ΔP PSI
TIPO		6	5.5	5	5	4	3	7.5	5	2.5	
CANTIDAD											
1		11.8 (2.68)	9.9 (2.25)	7.4 (1.68)							
2		23.6 (5.36)	19.8 (4.5)	14.8 (3.36)							
3		35.4 (8.04)	29.7 (6.75)	22.2 (5.04)							
4		47.2 (10.72)	39.6 (9)	29.6 (6.72)							
5		59 (13.4)	49.5 (11.25)	37 (8.4)							
6		70.8 (16.08)	59.4 (13.5)	44.4 (10.08)							
7		82.6 (18.76)	69.3 (15.75)	51.8 (11.76)							
1					87 (19.76)	72 (16.35)	56.5 (12.83)				
2					174 (39.52)	144 (32.7)	113 (25.66)				
3					261 (59.28)	216 (49.05)	169.5 (38.49)				
4					348 (79.04)	288 (65.4)	226 (51.52)				
1								146 (33.16)	113 (25.66)	7 (1.59)	
2								292 (66.32)	226 (51.32)	14 (3.18)	
3								438 (99.48)	339 (76.98)	21 (4.77)	
4								584 (132.64)	452 (102.64)	28 (6.36)	
5								730 (165.8)	565 (128.3)	35 (7.95)	
6								876 (198.9)	678 (153.9)	42 (9.54)	
7								1022 (232.1)	791 (179.6)	49 (11.13)	
8								1168 (265.3)	904 (205.3)	56 (12.72)	
9								1314 (298.4)	1017 (230.9)	63 (14.31)	
10								1460 (331.6)	1130 (256.6)	70 (15.9)	

GASTO GPM (M³/H)

FIGURA 4-10

ARREGLO DE ESPREAS
VISTA DE PLANTA - FONDO DE LA CAMARA



- ϕ_e = Diámetro del círculo de centros de espreas
- ϕ_c = Diámetro de la cámara de espreas (interior)
- α = ángulo entre radios de espreas
- a = separación recta entre espreas

NOTAS: (1) Se puede colocar una esprea al centro, siempre y cuando $\phi_e \geq 12"$

TABLA 4-9

DIAMETRO DE LA CAMARA DE ESPREAS

(Para cualquier tipo de esprea: "A", "B" y "C")

Número de espreas	ϕ_c , in	ϕ_e , in
1	12	6
2	12	6
3	13	7
4	14 1/2	8 1/2
5	16 1/4	10 1/4
6 ó 7 (*)	18	12
7 ó 8 (*)	19 3/4	13 3/4
8 ó 9 (*)	21 1/2	15 1/2
9 ó 10 (*)	23 1/2	17 1/2
10 ó 11 (*)	25 1/2	19 1/2

CALCULOS PARA EL ARREGLO DE LAS ESPREAS

	CONDICIONES LIMITANTES	ECUACION	UNIDADES
N_e	Q_b, q_b (gpm).	$N_e = \frac{Q_b}{q_b}$	-
ϕ_e	a (in).	$\phi_e = \frac{6}{\text{sen } \frac{180}{N_e}}$	in
ϕ_c	a y espacio para maniobra y mantenimiento	$\phi_c = \phi_e + 6$	in
α	N_e	$\alpha = \frac{360}{N_e}$	grados
a	Aproximadamente 6"	$a = \phi_e \text{ sen } \frac{\alpha}{2} = 6"$	in

(*) Considerando que, si $\phi_e \geq 12"$, se puede colocar una esprea al centro.

DE ACUERDO CON ESTAS GRÁFICAS, SE TIENE QUE A LA APERTURA MEDIA Y CONSERVANDO 5 LB/IN² (0.35 KG/CM²) DE CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DE LAS ESPREAS, EL GASTO UNITARIO RECOMENDADO PARA DISEÑO SERÁ:

<u>TIPO DE ESPREA:</u>	<u>GASTO DE DISEÑO / ESPREA:</u>
"A" (TAMAÑO CHICO)	1.68 M ³ /H (7.4 GPM)
"B" (TAMAÑO MEDIANO)	19.76 (87.0 ")
"C" (TAMAÑO GRANDE)	25.66 (113.0 ")

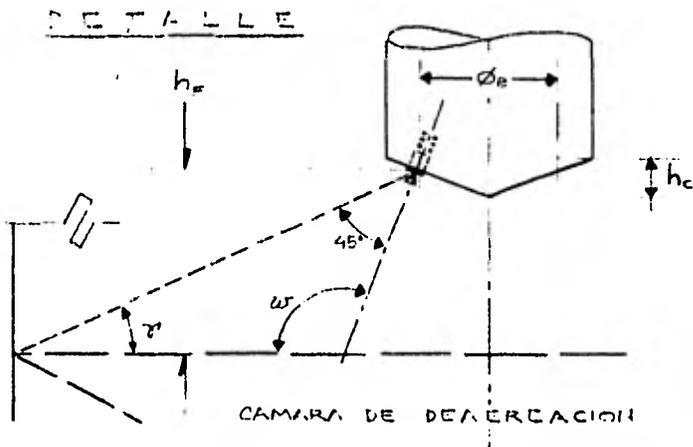
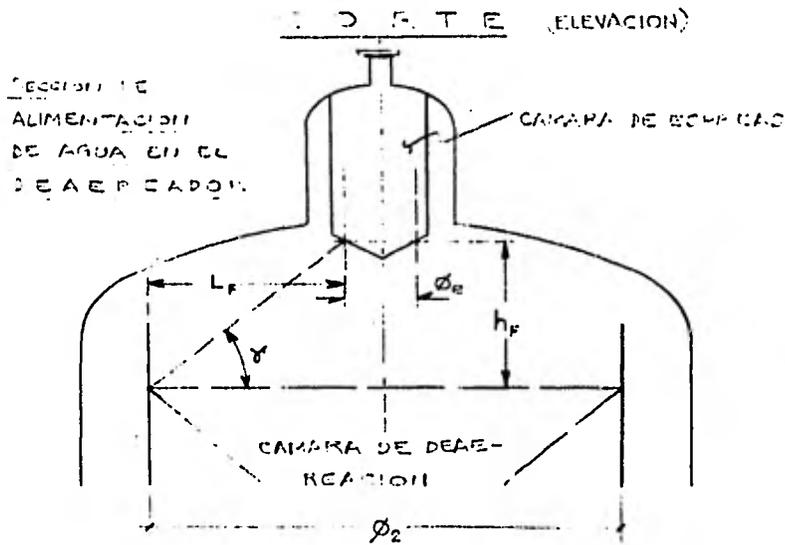
EN LA FIGURA 4-9 SE MUESTRAN LAS DIMENSIONES Y CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LAS ESPREAS EN CUESTIÓN.

COMO NORMA GENERAL, SE RECOMIENDA DE UTILIZAR NO MÁS NI MENOS DE 4 ESPREAS, ES DECIR, EMPLEAR ESPREAS MÁS PEQUEÑAS CUANDO SE REQUIERAN MENOS DE 4 DE TAMAÑO GRANDE, O BIEN USAR ESPREAS MÁS GRANDES CUANDO SE REQUIERAN MÁS DE 4 DE TAMAÑO CHICO. VÉASE LA TABLA 4-8.

EL DIMENSIONAMIENTO DE LA CÁMARA DE ESPREAS SE LLEVA A CABO COMO SIGUE:

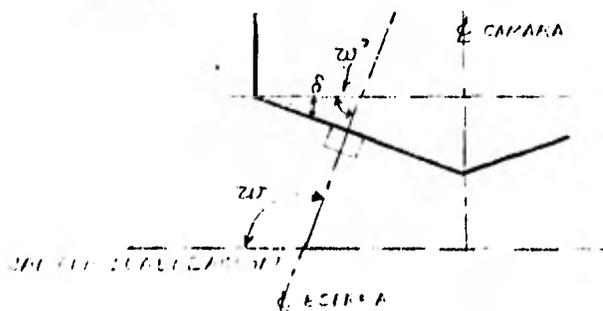
EL DIÁMETRO DE LA CÁMARA DE ESPREAS SE CALCULA EN FUNCIÓN DEL NÚMERO DE ESPREAS, Y DEBE SER TAL QUE PERMITA EL FÁCIL MANEJO DE ÉSTAS PARA INSTALARLAS O SACARLAS, YA SEA EN LA PUESTA EN MARCHA DEL DEAERADOR O EN SU MANTENIMIENTO. TANTO EL DIÁMETRO DE LA CÁMARA DE ESPREAS, COMO EL ARREGLO DE ÉSTAS EN EL FONDO DE DICHA CÁMARA, SE ENCUENTRAN MEDIANTE EL CROQUIS 4-10 - LA TABLA 4-9, SIN IMPORTAR EL TIPO DE ESPREA QUE SE UTILICE.

FIGURA 4-11



ESQUEMA SIMPLIFICADO

FORMA CONICA DE LA CAMARA DE ESPERANZA



T A B L A 4 - 10

SECCION DE ALIMENTACION DE AGUA.
 DISEÑO DE CAMARA DE ESPREAS ROCIADORAS.

N O M E N C L A T U R A	CONDICIONES LIMITANTES	ECUACION DE DISEÑO
θ_2^* = DIÁMETRO DE LA CÁMARA DE DEAERACIÓN, FT	Q = FLUJO DE AGUA, GPM u^* = VELOCIDAD DE FLUJO = 14.3 GPM/FT ²	$\theta_2 = \sqrt{0.089 Q}$ $[\theta_2] = \text{ft}, [Q] = \text{gpm}$ $[u^*] = \text{gpm}/\text{ft}^2$
L_F = DISTANCIA HORIZONTAL DE ESPREAS A LIMITE DE SECCIÓN DE DEAERACIÓN, IN.	θ_2^*, θ_e , (IN)	$L_F = \frac{\theta_2 - \theta_e}{2}$ $[\theta_2] = [\theta_e] = \text{in}$
h_F = DISTANCIA VERTICAL DE ESPREAS A SECCIÓN DE DEAERACIÓN (IN)	θ_2^* (IN)	$h_F = 1.528 \sqrt{\theta_2}$ $[\theta_2] = [h_F] = \text{in}$
γ = ANGULO DEL HAZ DE AGUA ESPREADA.	L_F, h_F (IN)	$\gamma = \text{ARC TAN} \left(\frac{h_F}{L_F} \right) = \text{ARC TAN} \left[\frac{3.056 \sqrt{\theta_2}}{\theta_2 - \theta_e} \right]$
w = ANGULO DE ϵ DE ESPREAS AL PLANO HORIZONTAL, -- RADIALMENTE, VER FIGURA 4-11.	γ	$w = 135 - \gamma$ $[\gamma] = [w] = \text{GRADOS}$
w' = ANGULO DE ϵ DE ESPREAS AL PLANO HORIZONTAL, -- RADIALMENTE, VER FIGURA 4-11.	γ	$w' = 45 + \gamma = 180 - w$ $[w] = \text{GRADOS}$.
δ = ANGULO DE CONICIDAD DEL FONDO - CÁMARA DE ESPREAS.	γ	$\delta = 45 - \gamma$ $[\delta] = \text{GRADOS}$.
h_c = ALTURA DEL FONDO CONICO-CÁMARA DE ESPREAS.	θ_c, δ	$h_c = \frac{\theta_c}{2} \text{SEN } \delta$ $[\theta_c] = \text{IN}$.

* TENTATIVO.

EL ÁNGULO DEL FONDO CÓNICO DE LA CÁMARA Y LA SEPARACIÓN ENTRE ÉSTA Y LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN, SE OBTIENEN - UTILIZANDO EL CROQUIS 4-11 Y LA TABLA 4-10. LA ALTURA DE LA CÁMARA SE CALCULA EN EL INCISO CORRESPONDIENTE A LOS CONDENSADORES DE VENTEO POR CONTACTO DIRECTO DE TIPO CAMPANA, PERO TENTATIVAMENTE SE PUEDE SUPONER QUE ES DE UNA A DOS VECES EL DIÁMETRO.

4.10.2. SECCIÓN DE CONDENSACIÓN DE VENTEO.

ESTA SECCIÓN PUEDE CONSISTIR EN UNO DE LOS SIGUIENTES TIPOS:

- 1) CONDENSADOR DE SUPERFICIE A BASE DE CORAZA Y TUBOS, EXTERNO AL EQUIPO DE DEAERACIÓN.
- 2) CONDENSADOR DE CONTACTO DIRECTO TIPO RECTANGULAR, INTERNO EN EL EQUIPO DEAERADOR.
- 3) CONDENSADOR DE CONTACTO DIRECTO TIPO "CAMPANA", INTERNO EN EL DEAERADOR.

LA SELECCIÓN DEL TIPO DE CONDENSADOR DE VENTEO DEPENDE FUNDAMENTALMENTE DEL TIPO DE ELEMENTO EMPLEADO PARA LA ALIMENTACIÓN DE AGUA, ESTO ES:

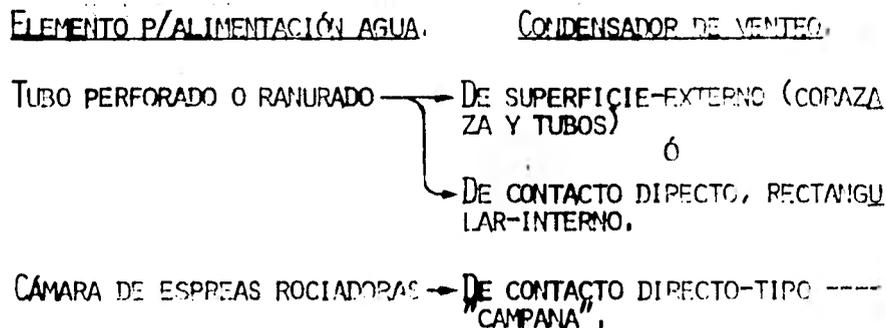
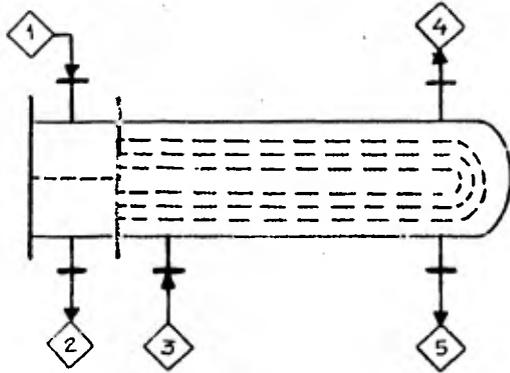


FIGURA 4-12

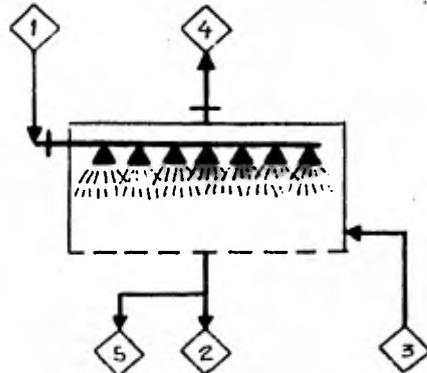
SECCION DE CONDENSACION DE VENTEO

NOMENCLATURA PARA BALANCES DE MATERIALES Y CALOR

CONDENSADOR DE SUPERFICIE
A BASE DE CORAZA Y TUBOS -
EXTERNO AL DEALCATOR.



CONDENSADOR DE CONTACTO
DIRECTO - INTERNO EN EL
DEALCATOR.



CORRIENTE	1	2	3	4	5
Flujo lb/h	L_{1A}	L_{1S}	$V_{a2} + g$	$V_{a1} + g$	m_{c1}
Entalpia BTU/lb	h_{L1}	h_{L2}	$h_{V_{ENT}} + h_g$	$h_{V_{SAL}} + h_g$	h_c
Temperatura °F	t_1	t_2	$T_{V_{ENT}}$	$T_{V_{SAL}}$	t_c
Presión lb/in ²	P_1	P_2	$P_{V_{ENT}}$	$P_{V_{SAL}}$	P_c
Composición gas $\frac{TAI}{70} \times 1$			$X_{V_{ENT}}$	$X_{V_{SAL}}$	X_c

DESCRIPCION DE LAS CORRIENTES:

- ① AGUA A DEACREAR A LA ENTRADA DEL CONDENSADOR.
- ② AGUA A DEACREAR A LA SALIDA DEL CONDENSADOR.
- ③ MEZCLA DE VENTEO (VAPORES DE ARRASTRE Y GASES INCONDENSABLES) A LA ENTRADA DEL CONDENSADOR.
- ④ MEZCLA DE VENTEO (VAPORES DE ARRASTRE Y GASES INCONDENSABLES) A LA SALIDA DEL CONDENSADOR.
- ⑤ CONDENSADO

EL USO DE CONDENSADORES DE CORAZA Y TUBOS ES POCO FRECUENTE, DADO QUE NO OFRECEN PRÁCTICAMENTE NINGUNA VENTAJA SOBRE LOS APARATOS INTERNOS DE CONTACTO DIRECTO QUE POR OTRO LADO, RESULTAN SIEMPRE MÁS ECONÓMICOS.

4.10.2.1. BALANCE DE MATERIALES:

DE ACUERDO CON EL CROQUIS 4-12 Y SU NOMENCLATURA, SE TIENE:

- ECUACIÓN GENERAL DE BALANCE:

$$L_{1A} + v_{a2} + g = L_{1s} + v_{a1} + g + m_c \quad (4-48)$$

- VAPOR DE ARRASTRE DE VENTEO A LA ENTRADA DEL CONDENSADOR:

$$v_{a2} = 18 L_A \frac{P_s - \bar{P}_g}{\bar{P}_g} \left(\frac{z_{O_2}}{32} + \frac{z_{N_2}}{28} + \frac{z_{CO_2}}{44} \right) \quad (4-47A)$$

- GASES INCONDENSABLES:

$$g = L (z_{O_2} + z_{N_2} + z_{CO_2}) \quad (4-49)$$

DONDE:

P_s = PRESIÓN DE DEAERACIÓN, PSIA.

$$\bar{P}_g = \bar{P}_{O_2} \left(1 + \frac{32 z_{N_2}}{28 z_{O_2}} + \frac{32 z_{CO_2}}{44 z_{O_2}} \right), \text{ EN PSIA } (4-30)$$

\bar{P}_{O_2} = PRESIÓN PARCIAL DEL O_2 A MÍNIMA SOLUBILIDAD, VER. EC. (1-21).

$Z_{O_2}, Z_{N_2}, Z_{CO_2}$ = CONCENTRACIÓN DE O_2, N_2 Y CO_2
RESPECTIVAMENTE EN EL AGUA A DEAREAR, PPM.

- CONDENSADO:

$$m_{c,i} = (v_{a2} - v_{a1}) \left[1 - \frac{(h_c|^{T_{v_{ENT}}}) - (h_c|^{T_{v_{SAL}}})}{h_{v_{SAL}} - (h_c|^{T_{v_{SAL}}})} \right] \quad (4-50)$$

DONDE LOS TÉRMINOS $(h_c|^{T_{v_{ENT}}})$ Y $(h_c|^{T_{v_{SAL}}})$
CORRESPONDEN A LAS ENTALPIAS DE LÍQUIDO SATURA
DO A LA TEMPERATURA DEL VAPOR DE ARRASTRE VEN-
TEO A LA ENTRADA Y A LA SALIDA DEL CONDENSADOR,
RESPECTIVAMENTE.

CABE ACLARAR QUE EN LA ECUACIÓN (4-50) SE TOMA EN
CUENTA LA CANTIDAD DE CONDENSADO QUE SE "FLASHEA" O VOLATILI-
ZA, DENTRO DEL CONDENSADOR, POR EFECTO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN.
TAMBIÉN SE PUEDE HACER REFERENCIA A LAS PRESIONES CORRESPON-
DIENTES $P_{V_{ENT}}$ Y $P_{V_{SAL}}$, DANDO EL MISMO RESULTADO, O SEA:

$$m_{c,i} = (v_{a2} - v_{a1}) \left[1 - \frac{(h_c|^{P_{v_{ENT}}}) - (h_c|^{P_{v_{SAL}}})}{h_{v_{SAL}} - (h_c|^{P_{v_{SAL}}})} \right] \quad (4-50A)$$

SE ENTIENDE QUE EN ESTE CÁLCULO TOMAREMOS EN CUEN-
TA LA CAÍDA DE PRESIÓN Y TEMPERATURA QUE TIENE LA MEZCLA DE -
VENTEO A TRAVÉS DE CONDENSADOR, O SEA

$$h_{v_{ENT}} > h_{v_{SAL}}$$

$$T_{v_{ENT}} > T_{v_{SAL}}$$

$$P_{v_{ENT}} < P_{v_{SAL}}$$

4.10.2.2. BALANCE DE CALOR:

- CALOR CEDIDO POR LA MEZCLA DE VENTEO:

$$Q = m_c \lambda_v + (m_c + g c_{p_g}) \Delta t_v \quad (4-51)$$

DONDE:

λ_v = CALOR LATENTE DE EVAPORACIÓN DEL AGUA A LA TEMPERATURA PROMEDIO T_v DE LA FASE GASEOSA A TRAVÉS DEL CONDENSADOR, BTU/LB.

c_{p_g} = CALOR ESPECÍFICO DE LA MEZCLA DE GASES INCONDENSABLES, BTU/LB^oF.

Δt_v = DIFERENCIA DE TEMPERATURA DE LA MEZCLA DE VENTEO A TRAVÉS DEL CONDENSADOR, ^oF.

SE TIENE QUE:

$$c_{p_g} = \frac{c_{p_{O_2}} Z_{O_2} + c_{p_{N_2}} Z_{N_2} + c_{p_{CO_2}} Z_{CO_2}}{Z_{O_2} + Z_{N_2} + Z_{CO_2}} \quad (4-52)$$

- CALOR ABSORBIDO POR EL AGUA A DEAREAR DE ALIMENTACIÓN AL CONDENSADOR:

$$Q = L_A c_{p_L} (t_2 - t_1) \quad (4-53)$$

SI EL AGUA DE ALIMENTACIÓN AL CONDENSADOR CONSISTIERA EN EL RETORNO DE CONDENSADOS, ADEMÁS DEL REPUESTO, ENTONCES

$$t_1 = \frac{t_{\text{REPUESTO}} l_{\text{REPUESTO}} + t_{\text{RET. COND.}} l_{\text{RET. COND.}}}{l_{\text{REPUESTO}} + l_{\text{RET. COND.}}}$$

DONDE LAS l 'S SON LOS CAUDALES CORRESPONDIENTES.

COMO PAUTA IMPORTANTE SE TENDRÁ QUE EL MEZCLAR - AGUAS A DEAREAR FRÍAS (AGUA DESMINERALIZADA O DE REPUESTO) CON CALIENTES (RETORNO DE CONDENSADOS Y COLECCIÓN DE TRAMPAS DE VAPOR) SE ACEPTA SÓLO POR SIMPLICIDAD EN EL EQUIPO, PERO LO MÁS CONVENIENTE ES DE ALIMENTARLAS SEPARADAMENTE; LAS --- FRÍAS VAN AL CONDENSADOR Y LAS CALIENTES AL PRINCIPIO O INTERMEDIO DE LA DEAERACIÓN.

4.10.2.3. CONDENSADOR DE SUPERFICIE A BASE DE CORAZA Y TUBOS.

EN GENERAL, ESTOS CONDENSADORES SON HORIZONTALES Y EMPLEAN LA MISMA AGUA A DEAREAR PARA ALIMENTACIÓN AL EQUIPO, YA SEA DESMINERLIZADA FRÍA SOLAMENTE O MEZCLADA CON EL - RETORNO DE CONDENSADOS, COMO MEDIO DE ENFRIAMIENTO POR EL LADO DE LOS TUBOS, Y LA MEZCLA DE VAPOR E INCONDENSABLES DE --VENTEO POR EL LADO DE LA CORAZA,

EL CONDENSADOR DE VENTEO DE SUPERFICIE SE DEBE DISEÑAR PARA TENER UNA CONDENSACIÓN PARCIAL DEL VAPOR QUE VIENE ARRASTRANDO LOS GASES INCONDENSABLES SEPARADOS EN EL DEAREADOR.

DADO QUE LOS INCONDENSABLES ACTÚAN COMO REFRACTARIOS O AISLANTES TÉPMICOS QUE INHIBEN O RETARDAN LA CONDENSACIÓN DEL VAPOR, Y PARA FAVORECER EL DESFOGUE DE LOS GASÈS SEPARADOS AÚN EN EL CASO DE VARIACIONES BRUSCAS EN EL CAUDAL -

DE AGUA A DEAEREAR QUE SE ALIMENTA AL CONDENSADOR, SE RECOMIENDA CALCULAR LA SUPERFICIE DE ESTE CAMBIADOR PARA CONDENSAR NO MÁS DEL 50% DEL VAPOR DE ARRASTRE DE VENTEO A LA CAPACIDAD DE DISEÑO DEL EQUIPO, CUIDANDO QUE LA MEZCLA DE PURGA DE VENTEO CONTenga 90% Ó MÁS DE VAPOR DE ARRASTRE.

- DIFERENCIAS DE TEMPERATURAS:

PARA LA CONFIGURACIÓN O ARREGLO DEL CONDENSADOR DE VENTEO EN CUESTIÓN, EL CUAL CORRESPONDE A UN CAMBIADOR CON FLUJOS A CONTRACORRIENTE CON 1 PASO EN LA CORAZA Y 2 EN LOS TUBOS, SE TIENE, EN OF:

FLUIDO CALIENTE: MEZCLA DE VENTEO	TEMPERATURA	FLUIDO FRÍO: AGUA A DEAEREAR	DIFERENCIA
$T_{V_{ENT}}$	ALTA	t_2	$\Delta t_2 = T_{V_{ENT}} - t_2$
$T_{V_{SAL}}$	BAJA	t_1	$\Delta t_1 = T_{V_{SAL}} - t_1$
$\Delta T_g = T_{V_{ENT}} - T_{V_{SAL}}$	DIFERENCIAS	$\Delta t_w = t_2 - t_1$	$t_2 - t_1 - \Delta T_g$

LA DIFERENCIA LOGARÍTMICA MEDIA DE TEMPERATURA SERÁ:

$$\Delta t = LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{t_2 - t_1 - \Delta T_g}{\ln \frac{T_{V_{SAL}} - t_1}{T_{V_{ENT}} - t_2}} \quad (4-54)$$

- TEMPERATURA PROMEDIO DEL FLUIDO DE ENRIAMIENTO:

$$t_p = \frac{t_2 - t_1}{2} \quad (4-55)$$

- COEFICIENTE GLOBAL DE CONDENSACIÓN DE VAPOR:

EL COEFICIENTE GLOBAL DE DISEÑO O "SUCIO" PARA LA CONDENSACIÓN DE VAPOR EN PRESENCIA DE GASES INCONDENSABLES SE OBTIENE COMO SIGUE:

$$U_D = C_g C_L C_T C_{cl} C_t \sqrt{V} \quad (4-56)$$

DONDE:

- A) C_g = FACTOR DE CORRECCIÓN POR CONTENIDO DE INCONDENSABLES, DEFINIDO POR:

$$C_g = \frac{-\left(\frac{1}{1.85 + 0.86 x_p}\right) \ln \Delta t_g + \left(\frac{1}{0.11 + 0.1 x_p}\right)}{-0.54 \ln \Delta t_g + 8.85}$$

SIENDO:

x_p = CONTENIDO PROMEDIO DE GASES INCONDENSABLES EN EL VAPOR DE ARRASTRE DE VENTEO, A TRAVÉS DEL CONDENSADOR, DEFINIDO POR

$$x_p = \frac{1}{2} \left(\frac{g}{V_{ENT}} + \frac{g}{V_{SAL}} \right)$$

ΔT_g = DIFERENCIA DE TEMPERATURAS DE LA MEZCLA DE VENTEO, $T_{V_{ENT}} - T_{V_{SAL}}$

- B) C_L = FACTOR DE CORRECCIÓN POR CARGA O MASA SUPERFICIAL DEL VAPOR EN EL LADO DE LA CORAZA, COMO SIGUE:

$$C_L = \left(\frac{V_{ACTUAL}}{8} \right)^{1/4}$$

SIENDO V_{ACTUAL} LA MASA-VELOCIDAD REAL DEL VA--
POR A CONDENSAR, EN $lb/h \cdot ft^2$.

- c) C_T = FACTOR DE CORRECCIÓN POR TEMPERATURA DEL AGUA, VER GRÁFICA No. 12.28 DEL KERN-PROCESS - HEAT TRANSFER, IX EDICIÓN.
- d) C_{ca} = FACTOR DE LIMPIEZA; MENOR DE 1.00, RECOMENDÁNDOSE PARA DISEÑO 0.85.
- e) C_t = CONSTANTE EN FUNCIÓN DEL DIÁMETRO DE LOS TUBOS EMPLEADOS Y DE LA CARGA SUPERFICIAL O MASA VELOCIDAD DEL VAPOR A TRAVÉS DE LA CORAZA, VER - GRÁFICA 12.28 DEL KERN.
- f) V = VELOCIDAD DEL AGUA A TRAVÉS DE LOS TUBOS, EN FT/S.

EL CÁLCULO DE U_o MEDIANTE LA ECUACIÓN (4-56) ESTÁ --
CONDICIONADO POR LO SIGUIENTE:

- CARGA SUPERFICIAL O MASA - VELOCIDAD DEL VAPOR A CONDENSAR POR EL LADO DE LA CORAZA: NO MAYOR DE $8 \cdot lb/h \cdot ft^2$.
- VELOCIDAD DEL AGUA A TRAVÉS DE LOS TUBOS: 8 MÁX, 3 MÍN, FT/S.
- DIFERENCIA TERMINAL DE TEMPERATURA CALIENTE, -----
($\Delta t_2 = T_{v_{ENT}} - t_2$) NO MENOR DE 5 °F.
- PRESIÓN ABSOLUTA DE OPERACIÓN: NO INFERIOR A 0.7 IN Hg.

EL RANGO RECOMENDADO PARA EL COEFICIENTE U_D DE CONDENSACIÓN DE VAPOR EN PRESENCIA DE INCONDENSABLES ES DE 100 A 400 BTU/LB. °F.H. ft²

- SUPERFICIE TOTAL DE DISEÑO PARA LA CONDENSACIÓN, A:

DESPEJANDO A DE LA ECUACIÓN DE FOURIER PARA TRANSFERENCIA DE CALOR, SE TIENE:

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} \quad (4-57)$$

EN UNIDADES CONSISTENTES, DONDE Q, U_D Y Δt ESTÁN DEFINIDAS POR LAS ECUACIONES (4-51), (4-56) Y 4-54) RESPECTIVAMENTE.

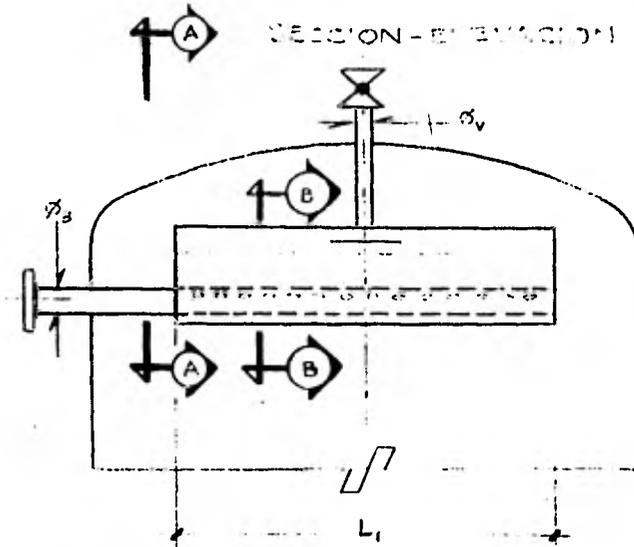
- DIMENSIONAMIENTO DEL CONDENSADOR:

EL DIMENSIONAMIENTO DEL CONDENSADOR DE VENTEO DE SUPERFICIE SE PUEDE REALIZAR UTILIZANDO LA LITERATURA ESTÁNDAR DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y SIGUIENDO LAS SIGUIENTES RECOMENDACIONES:

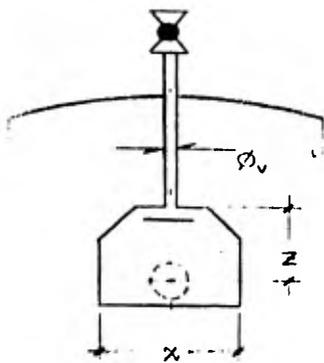
- FACTOR DE ENSUCIAMIENTO r_D : 0.003 H.FT.² °F/RTU
- CAÍDA DE PRESIÓN: 10 PSI, MÁX.
- VELOCIDAD DEL AGUA A TRAVÉS TUBOS: $V=7.0$ FT/S (2.1 M/S)

FIGURA 4-3

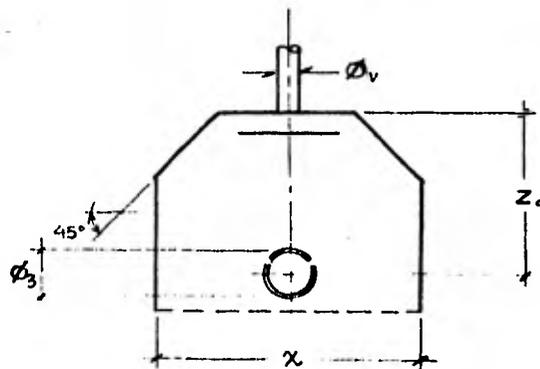
CONDENSADOR DE VACÍO DE CONTACTO DIRECTO TIPO RECTANGULAR



VISTA "A-A"



VISTA "B-B"



NOMENCLATURA:

L_1 = Longitud del condensador

x = Ancho del condensador

z_c = Altura del condensador

ϕ_v = Diámetro del conducto de evacuación de vacío

- NÚMERO DE PASOS: 2 EN TUBOS, 1 EN CORAZA.
- ARREGLO, DIÁMETRO Y PASO/TUBOS: TRIANGULAR, 3/4"Ø, 1" PASO.

4.10.2.4. CONDENSADOR DE CONTACTO DIRECTO TIPO RECTANGULAR.

ESTE TIPO DE CONDENSADOR DE VENTEO, POR SU CONFIGURACIÓN O ARREGLO GEOMÉTRICO Y POR EL EFECTO QUE CONFIERE A LA DISTRIBUCIÓN DEL AGUA A DEAEREAR, SE PUEDE EMPLEAR YA SEA EN UN DEAERADOR DE PLATOS DE SECCIÓN RECTANGULAR O BIEN EN UNO VERTICAL DE ATOMIZACIÓN, PERO TENIENDO SIEMPRE EL TUPO PERFORADO O RANURADO COMO ELEMENTO REPARTIDOR.

DENTRO DE LOS CÁLCULOS DEL BALANCE DE CARGAS, ASUMIREMOS QUE TODO EL VAPOR DE CALENTAMIENTO SE HABRÁ DE CONDENSAR EN LA FASE DE DEAERACIÓN, MIENTRAS QUE EL VAPOR DE ARRASTRE DE INCONDENSABLES QUEDARÁ INTACTO HASTA ANTES DE ENTRAR AL DISPOSITIVO INTERNO DE CONDENSACIÓN.

IGUAL QUE CON LOS ENFRIADORES DE SUPERFICIE, SE CONDENSARÁ NO MÁS DEL 50% DEL VAPOR DE ARRASTRE, Y EL CONTENIDO DE ÉSTE NO DEBERÁ SER MENOR DE 90% EN LA MEZCLA TOTAL DE PURGA A LA ATMÓSFERA.

EN BASE AL CROQUIS NO. 4-13 Y SU NOMENCLATURA SE TIENE:

- ÁREA TRANSVERSAL AL FLUJO: (FT²)

$$S = L_1 \cdot x$$

(1-5°)

- ALTURA EFECTIVA DE CONDENSACIÓN: (FT)

$$Z_c = H_a N_a = \frac{\bar{V}}{S k_{ya}} \int \frac{dH_v}{(H_v - H_i)} \quad (4-59)$$

DONDE:

\bar{V} = FLUJO PROMEDIO DE LA MEZCLA DE VENTILACIÓN, LB/H.

k_{ya} = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA, LB/H. FRACCIÓN MASA, FT³.

H_v = ENTALPIA DE LA FASE GASEOSA, BTU/LB.

H_i = ENTALPIA DE LA FASE GASEOSA EN LA INTERFASE.

SE RECOMIENDA QUE S SEA CALCULADO PARA CUMPLIR CON LA RELACIÓN: $\frac{\bar{V}}{S} = 200.0 \text{ LB/H.FT}^2$

- ENTALPIA DE LA FASE GASEOSA:

$$H_v = h_a y_a + h_v y_v \quad (4-60)$$

DONDE:

h_a = ENTALPIA DEL AIRE SECO A LA PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DEAERACIÓN.

y_a = FRACCIÓN MASA DE LOS GASES INCONDENSABLES, COMO SIGUE:

$$y_a = \frac{g}{V_{a_i} + g} \quad (4-60-1)$$

(NOMENCLATURA DE BALANCES DE MATERIALES Y CALOR)

h_v = ENTALPIA DEL VAPOR SATURADO SECO A LA T Y P DE
DEAEREACIÓN.

y_v = FRACCIÓN MASA DE VAPOR EN LA MEZCLA DE VENTEO,
COMO SIGUE:

$$y_v = 1 - y_a \quad (4-60-2)$$

(NOMENCLATURA DE BALANCES DE MATERIALES Y CALOR)

- ENTALPIA DE LA FASE GASEOSA EN LA INTERFASE:

$$H_i = h_a(1 - y_s) + h_v y_s \quad (4-61)$$

DONDE:

y_s = FRACCIÓN MASA DE VAPOR EN LA MEZCLA SATURADA VA
POR AIRE, CALCULADA COMO SIGUE:

$$y_s = \frac{1}{1 + \frac{R_v \cdot \bar{P}_a}{R_a \cdot \bar{P}_r}} = \frac{1}{1 + \frac{R_v \cdot \bar{P}_a}{R_a \cdot (P_s - \bar{P}_a)}} \quad (4-61-1)$$

DONDE:

\bar{P}_a = PRESIÓN PARCIAL DE LOS GASES TOTALES, EC. (4-30).

P_s = PRESIÓN DE DEAEREACIÓN.

R_v = 47,06 CONSTANTE DE LOS GASES PARA EL VAPOR, —
KgM/Kg °C

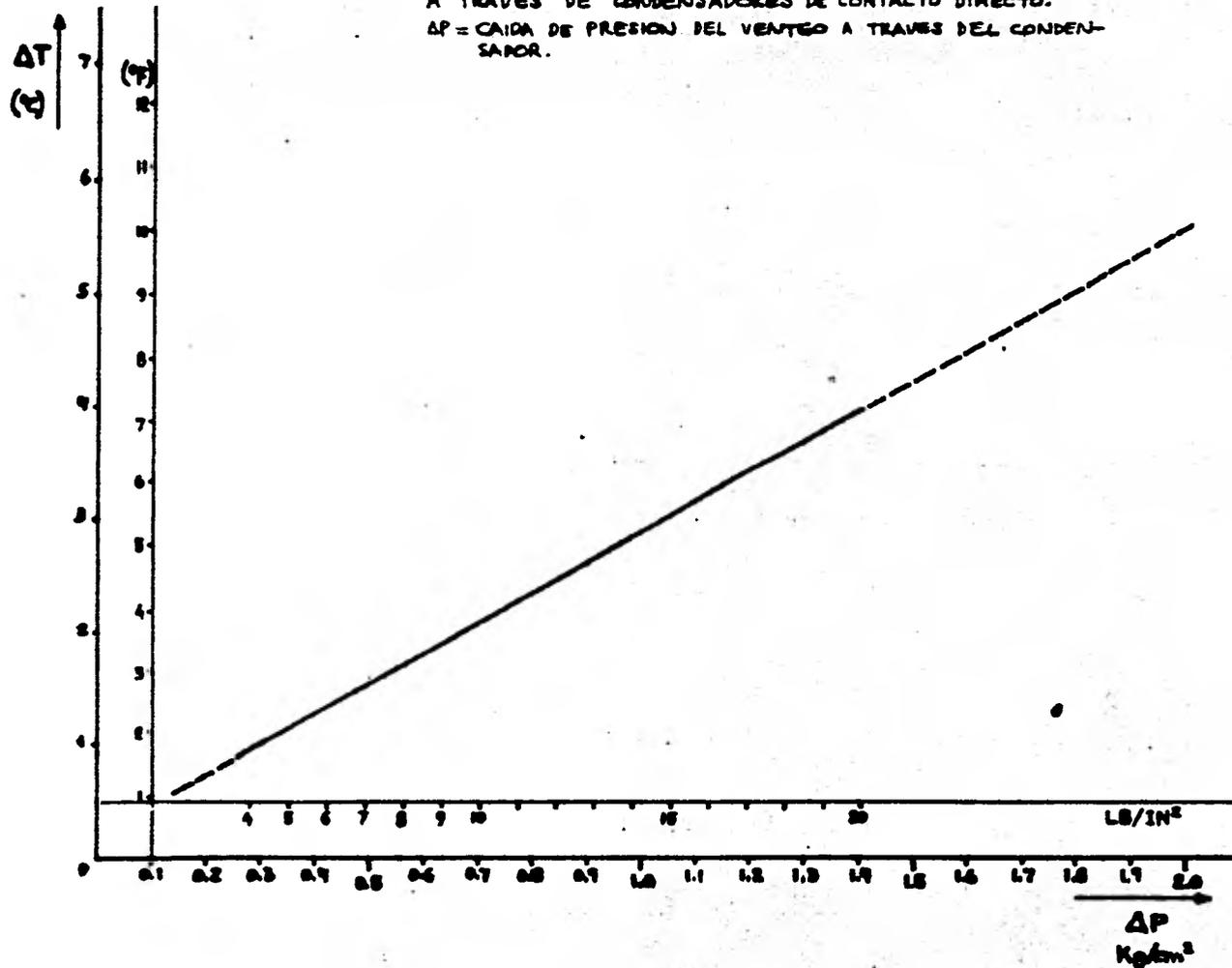
R_a = 29,27 IDEM ANTERIOR PARA EL AIRE.

- CAÍDA DE TEMPERATURA DE LA FASE VAPOR A TRAVÉS DEL CON--
DENSADOR:

GRAFICA 4-14

CAIDA DE TEMPERATURA DE VENTOS DE DEARRIFACION
A TRAVES DE CONDENSADORES DE CONTACTO DIRECTO.

ΔP = CAIDA DE PRESION DEL VENTEO A TRAVES DEL CONDENSADOR.



DE ACUERDO CON LA PRÁCTICA Y BAJO CONDICIONES ESTABLES DEL SISTEMA DE DEAERACIÓN, SE HA OBSERVADO QUE LA CAÍDA DE TEMPERATURA DE LA FASE VAPOR SIGUE LA CURVA DE LA GRÁFICA 4-14, EN FUNCIÓN DE LA ΔP DEL VENTEO A TRAVÉS DEL CONDENSADOR. ESTE CRITERIO ES APLICABLE A LOS DOS TIPOS DE CONDENSADORES DE CONTACTO DIRECTO CONTEMPLADOS EN ESTE TRABAJO, O SEA, TANTO RECTANGULARES COMO CILÍNDRICOS.

- CÁLCULO DE LA INTEGRAL $\int \frac{dH_v}{H_v - H_i}$:

SE REALIZA GRÁFICAMENTE Y HACIENDO UNA TABULACIÓN CON LOS VALORES ENCONTRADOS DE T_v , H_v , H_i Y $1/(H_i - H_v)$ POR COLUMNA. LOS LÍMITES PARA T_v ESTÁN DADOS POR LA CAÍDA DE TEMPERATURA ΔT EN EL CONDENSADOR; SIENDO EL VALOR INICIAL LA TEMPERATURA DE DEAERACIÓN, Y EL FINAL $T_D - \Delta T$.

POR OTRA PARTE, TAMBIÉN BASADO EN TRABAJOS EXPERIMENTALES CON SISTEMAS DE ROCIADO DE AGUA A CONTRACORRIENTE -- CON VAPOR EN PRESENCIA DE INCONDENSABLES, EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA k_{va} ESTÁ COMPRENDIDO ENTRE LOS SIGUIENTES VALORES:

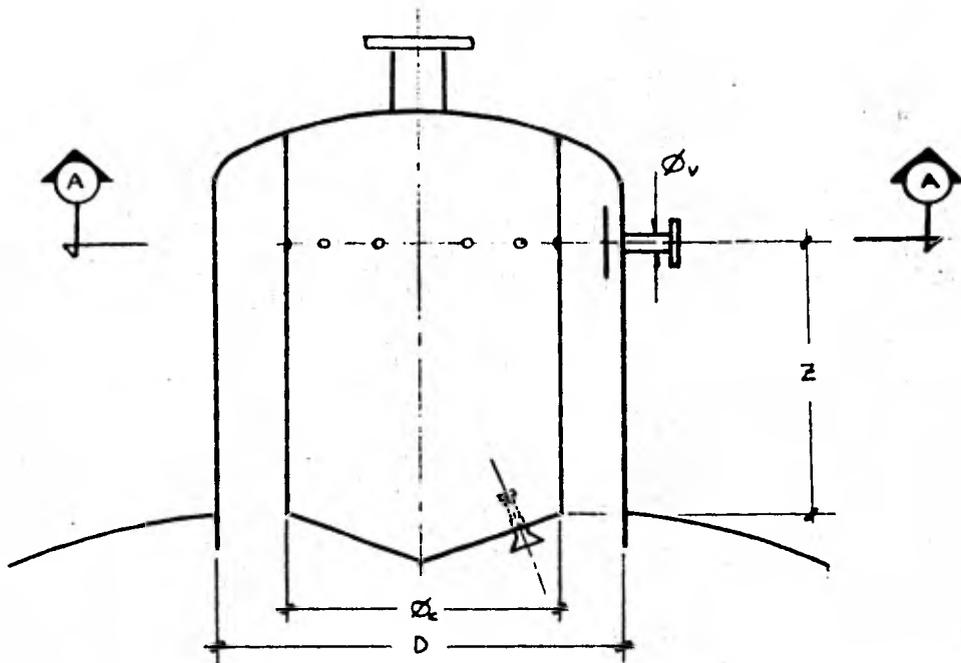
1.16 A 5.38 LB MOL/H. FRACCIÓN MOL. FT³, O BIEN:
33.64 A 156.02 LB/H. FRACCIÓN MASA, FT³.

- DIÁMETRO DE LA TUBERÍA DE EVACUACIÓN DE VENTEOS A LA ATMÓSFERA:

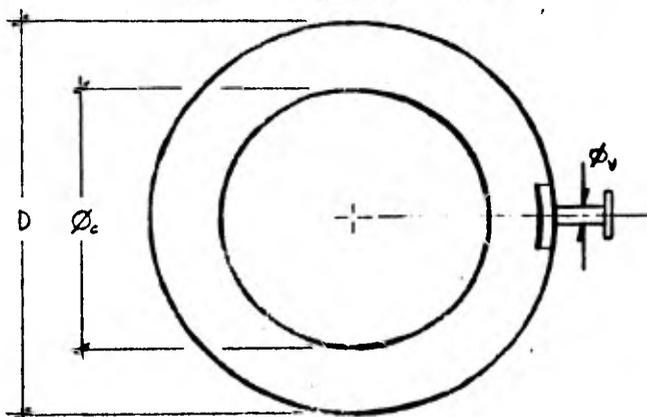
F I G U R A 4 - 1 5

CONDENSADOR DE VENTEO DE CONTACTO DIRECTO TIPO CAMPANA

SECCION - ELEVACION



SECCION "A-A" - PLANTA



NOMENCLATURA :

D = Diámetro exterior del condensador.

ϕ_c = Diámetro de la cámara de esferas rociadoras.

Z = Altura efectiva del condensador.

ϕ_v = Diámetro del conducto de evacuación de venteo.

SE CALCULA PARA MANTENER UNA VELOCIDAD DE 16.4 FT/S:

$$\phi = \frac{1}{12} \sqrt{\frac{4V}{3600 \pi u}} = \frac{\sqrt{V}}{5168.1} \quad (4-62)$$

DONDE ϕ ESTÁ DADO EN IN, Y V ES EL FLUJO VOLUMÉTRICO DE LA MEZCLA DE VENTEO, EN FT³/H ACTUALES, DEFINIDO POR LA ECUACIÓN 4-40 BIS.

4.10.2.5. CONDENSADOR DE CONTACTO DIRECTO TIPO CAMPANA.

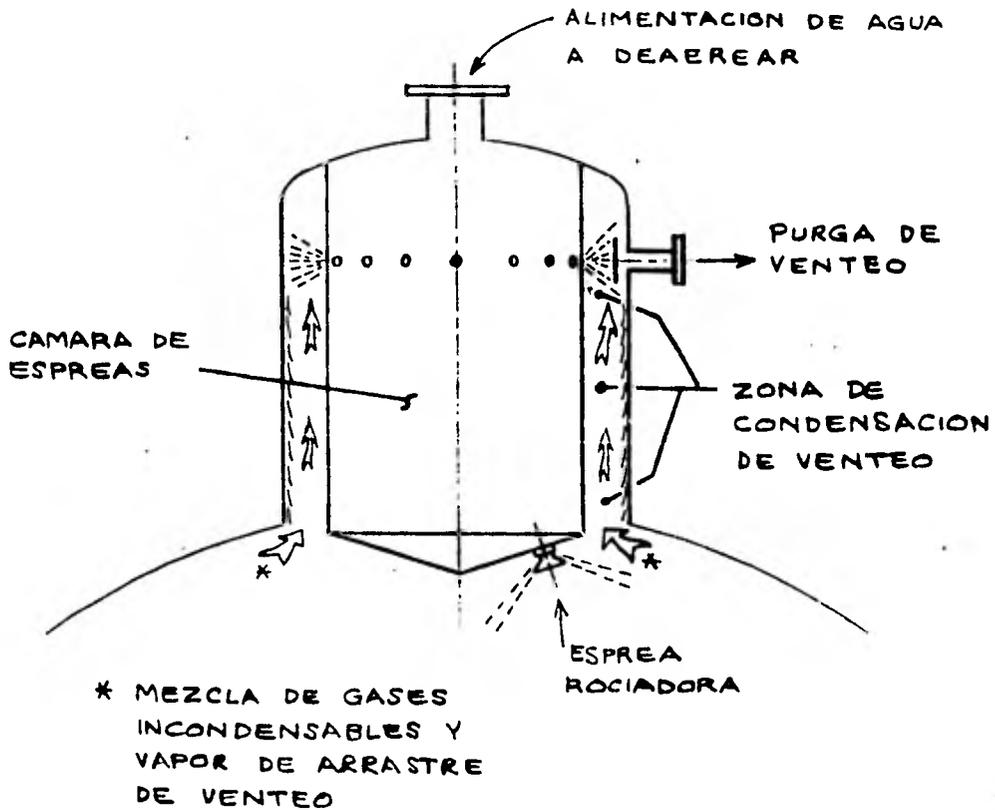
ESTE TIPO DE CONDENSADOR DE VENTEO SE PUEDE USAR EN CUALQUIER DEAERADOR, YA SEA DE TANQUE VERTICAL, HORIZONTAL O DE DOMO-TANQUE, SIEMPRE Y CUANDO TENGA CÁMARA CILÍNDRICA DE ESPREAS COMO ELEMENTO REPARTIDOR. BAJO ESA CONDICIÓN, ESTE CONDENSADOR PUEDE APLICARSE LO MISMO EN DEAERADORES DE ROCIADO, DE PLATOS QUE DE ATOMIZACIÓN.

LOS BALANCES DE MATERIALES Y CALOR, Y LA ALTURA DEL CONDENSADOR SE CALCULAN EN FORMA ANÁLOGA AL CONDENSADOR RECTANGULAR ANTERIOR.

BASÁNDONOS EN EL CROQUIS 4-15 Y SU NOMENCLATURA, SE TIENE:

- DIÁMETRO INTERNO (MAYOR) DE LA CÁMARA DE CONDENSACIÓN, EN FT:

$$D_{\text{COND.}} = \sqrt{\frac{4 S_{\text{campa.}}}{\pi} + \phi_c^2} \quad (4-63)$$



CORTE DE CONDENSADOR DE VENTEO
TIPO CAMPANA Y CAMARA DE ESPREAS.

FIGURA 4-16

- AREA TRANSVERSAL AL FLUJO, FT²:

$$S_{COND} = \frac{\bar{V}}{u}$$

DONDE $u = 750 \text{ LB/H.FT}^2$

ESTANDO \bar{V} EXPRESADA EN LB/H.

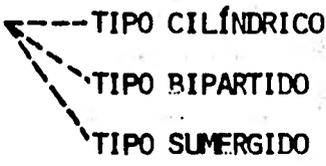
- VOLUMEN INTERNO DE LA CÁMARA DE CONDENSACIÓN:

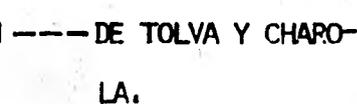
$$V_{COND.} = Z S_{COND.} = \frac{Z \pi}{4} (D_{COND}^2 - \phi_c^2) \quad (4-64)$$

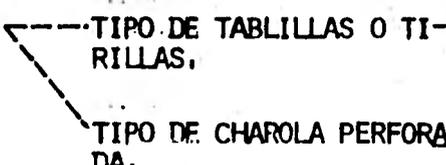
ADEMÁS, DEBE HABER BARRENOS PERFORADOS EN LA PARED CILÍNDRICA DE LA CÁMARA DE ESPREAS, A LA ALTURA DE LA BOQUILLA DE EVACUACIÓN DE VENTOS, EN TAL FORMA QUE A TRAVÉS DE ESTOS ORIFICIOS PASE SÓLO EL 3% DEL AGUA FRÍA A DEAEREAR, CON LA MISMA ΔP QUE LAS ESPREAS. LA FINALIDAD DE ESTOS BARRENOS ES MANTENER UNA PELÍCULA DE AGUA EN LA PARED EXTERIOR DEL CONDENSADOR, TAL COMO SE VE EN LA FIGURA 4-16.

4.10.3. SECCIÓN DE DEAERACIÓN.

ESTA SECCIÓN PUEDE ESTAR FORMADA POR UNO DE LOS SIGUIENTES TIPOS DE APARATO:

- 1) AGOTADOR DE BURBUJEO 
 - TIPO CILÍNDRICO
 - TIPO BIPARTIDO
 - TIPO SUMERGIDO

- 2) AGOTADOR DE ATOMIZACIÓN 
 - DE TOLVA Y CHAROLA.

- 3) COLUMNA DE PLATOS 
 - TIPO DE TABLILLAS O TIRILLAS.
 - TIPO DE CHAROLA PERFORADA.

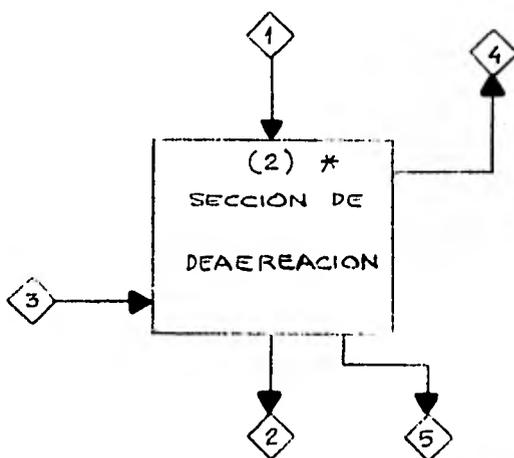
LA SELECCIÓN DEL TIPO DE ELEMENTO DEPENDE BÁSICAMENTE DE LA CAPACIDAD DE DEAERACIÓN, DE LA CALIDAD ESPECIFICADA PARA EL AGUA DEAERADA Y DE LA FLEXIBILIDAD CON LAS VARIACIONES DE GASTO Y DE TEMPERATURA DEL AGUA A DEAERAR. VER LA TABLA 4-5.

LA INTERRELACIÓN QUE HAY ENTRE LOS DIFERENTES TIPOS DE ELEMENTOS DE DEAERACIÓN CON RESPECTO A LAS DEMÁS SECCIONES DEL DEAERADOR, ESTO ES, LA SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN DE AGUA, LA DE CONDENSACIÓN DE VENTEO Y LA DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA, SEGÚN SEA EL TIPO DE ARREGLO DEL EQUIPO, ESTÁ DESCRITA EN LAS TABLAS 4-5A/B Y C. EN ESTAS TABLAS APARECEN LOS RANGOS TÍPICOS DE CAPACIDAD PARA CADA TIPO DE DEAERADOR.

FIGURA 4-17

SECCION DE DEAERACION

NOMENCLATURA PARA BALANCES DE MATERIALES Y CALOR



* VER FIGURA 4-2BIS.

CORRIENTE		1	2	3	4	5
Flujo	lb/h	L_{2A}	L_{2S}	V_A	$v_{a2} + g$	m_{c2}
Entalpia	BTU/lb	h_{L1}	h_{L2}	h_{VA}	h_{a2}, h_g	h_{c2}
Temperatura	°F	t_1	t_2	T_{VA}	T_{g2}	t_{c2}
Presión	lb/in ²	P_1	P_2	P_{VA}	P_{g2}	P_{c2}
Composición	Tambien	x_{L1}	x_{L2}		y_{v2}	

DESCRIPCION DE LAS CORRIENTES :

- ① Agua a deaerarse a la entrada de la sección de deaeración.
- ② Agua deaerada a la salida de la sección de deaeración.
- ③ Vapor de calentamiento con exceso para arrastre de vientos.
- ④ Mezcla de vientos: vapor de arrastre y gases incondensables.
- ⑤ Condensado.

LOS DISEÑOS QUE MÁS SE USAN, POR SU SEGURIDAD Y FLEXIBILIDAD EN LA OPERACIÓN, SON LOS DE AGOTADOR CON BURBUJEJO Y LOS DE PLATOS.

4.10.3.1. BALANCE DE MATERIALES:

DE ACUERDO CON EL CROQUIS 4-17 Y SU NOMENCLATURA, SE TIENE:

- ECUACIÓN GENERAL DE BALANCE:

$$L_{2A} + V_A = L_{2S} + v_{a2} + g + m_{c2} \quad (4-65)$$

- BALANCE DE AGUA:

$$L_{2A} = L_{2S} + g \quad (4-66)$$

- BALANCE DE VAPOR Y CONDENSADO:

$$V_A = V_c + v_{a2} = m_{c2} + v_{a2} \quad (4-67)$$

LAS CORRIENTES INVOLUCRADAS EN ESTAS ECUACIONES SE PUEDEN CALCULAR MEDIANTE LAS SIGUIENTES CONSIDERACIONES:

a).- $L_{2A} = L_{1S} + m_{c1}$ (VER FIG. 4-2BIS Y BALANCES EN SECCIÓN CONDENSACION VENTEO). (4-68)

DONDE m_{c1} ES EL CONDENSADO PRODUCIDO EN LA SECCIÓN DE CONDENSACION DE VENTEO; VER FIGURA 4-2 BIS.

b).- $V_A = V_c + v_{a2}$ (4-69)

DONDE V_C ES EL VAPOR DE CALENTAMIENTO PARA DEAERACIÓN (EC. 4-17) Y v_a ES EL VAPOR DE ARRASTRE DE VENDEO (EC. 4-40A).

c).- m_{c_2} SE CALCULA POR BALANCE DE CALOR, PERO DE CUALQUIER MANERA PODEMOS ASUMIR QUE:

$$V_C = m_{c_2} = V_A - v_{a_2} \quad (4-67BIS)$$

4.10.3.2. BALANCE DE CALOR:

- ECUACIÓN GENERAL DE BALANCE:

(4-70)

$$L_{2A} H_{2A} + V_A H_{V_A} = L_{2S} H_{L_{2S}} + v_{a_2} H_{v_{a_2}} + g H_g + m_{c_2} H_{m_{c_2}}$$

- DE ACUERDO AL BALANCE DE MATERIALES, SE TIENE:

$$m_{c_2} (H_{V_A} - H_{m_{c_2}}) = (L_{2A} - g) (H_{L_{2A}} - H_{L_{2S}}) \quad (4-71)$$

- CALOR CEDIDO POR EL VAPOR DE CALENTAMIENTO:

$$Q = m_{c_2} (h_{g_{V_A}} - h_{f_{S_{L_2}}}) \quad (4-72)$$

EQUIVALENTE AL MIEMBRO IZQUIERDO DE LA ECUACIÓN (4-71).

- CALOR ABSORBIDO POR EL AGUA QUE SE DEAEREA:

$$Q = (L_{2A} - g) c_{P_L} \Delta t_L = (L_{2A} - g) c_{P_L} (t_{L_{2S}} - t_{L_{2A}}) \quad (4-73)$$

EQUIVALENTE AL MIEMBRO DERECHO DE LA ECUACIÓN (4-71).

NOTA: EN LA ECUACIÓN (4-72),

$h_{g_{v_A}}$ = ENTALPIA TOTAL DEL VAPOR DE ALIMENTACIÓN -
INCLUYENDO SOBRE-SATURACIÓN - SI APLICA.

$h_{f_{s_L}}$ = ENTALPIA DEL LÍQUIDO SATURADO L_S .

4.10.3.3. CÁLCULO DE LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN.

INDEPENDIEMENTE DEL TIPO DE ELEMENTO EMPLEADO EN LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN, LOS PASOS QUE DEBERÁN SEGUIRSE PARA SU CÁLCULO SON:

- ÁREA TRANSVERSAL AL FLUJO, S:

EN FUNCIÓN DE LAS MASAS-VELOCIDADES G_L Y G_V RECOMENDADAS SEGÚN EL TIPO DE ELEMENTO EMPLEADO.

- ALTURA EFECTIVA DE DEAERACIÓN, Z_D :

PARA ELEMENTOS DE LOS TIPOS DE AGOTADOR DE BURBUJEO (EN TODAS SUS OPCIONES), DE AGOTADOR DE ATOMIZACIÓN Y DE PLATOS A BASE DE CHAROLAS CON TIRILLAS:

$$Z_D = H_c N_G = \frac{V_c}{2S k_{ya}} \cdot \int \frac{dH_v}{(H_v - H_i)} \quad (4-74)$$

DONDE:

V_c = VAPOR DE CALENTAMIENTO, DEFINIDO POR EC. 4-17, —
LB/H.

k_{ya} = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA, LB/H.FRAC—
CIÓN MASA.FT³.

H_v = ENTALPIA DE LA FASE VAPOR, RTU/LB.

H_i = ENTALPIA DE LA FASE GASEOSA EN LA INTERFASE.

PARA DESARROLLAR LA ECUACIÓN 4-74 ES NECESARIO DEFINIR LO SIGUIENTE:

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA, $k_y a$:

PARA LOS AGOTADORES DE BURBUJEO Y DE ATOMIZACIÓN:

- EN LA SECCIÓN DE ROCIADO:

$$k_y a = 1.43 \frac{G_{v_c}}{G_{L_1}} + 0.68$$

- EN EL AGOTADOR DE BURBUJEO:

$$k_y a = 3.53 \frac{G_{v_c}}{G_{L_1}} + 1.58$$

PARA LAS SECCIONES DE DEAERACIÓN A BASE DE PLATOS DEL TIPO DE CANALILLOS O TABLILLAS:

$$k_y a = 0.197 G_{L_1}^{0.4} G_{v_c}^{0.5}$$

G_{L_1}, G_{v_c} en lb/h.ft².

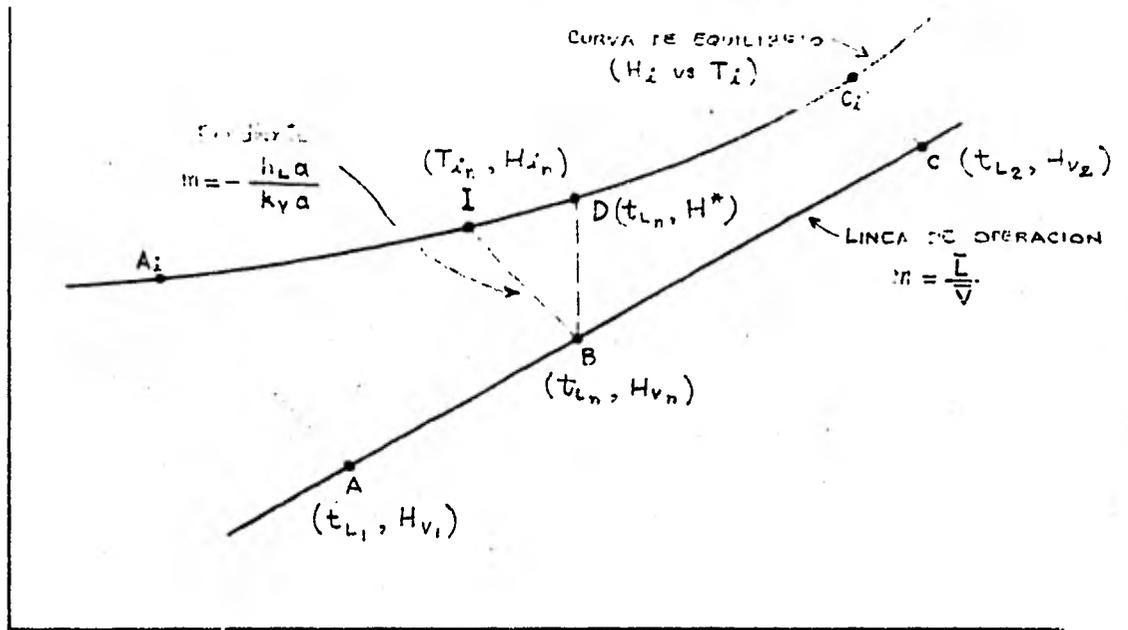
CÁLCULO DE LA INTEGRAL $\int \frac{dH_v}{(H_v - H_i)}$:

H_v Y H_i SE OBTIENEN USANDO LAS ECUACIONES 4-60 Y 4-61, RESPECTIVAMENTE.

GRAFICA 4-17-1

ENTALPIA VS. TEMPERATURA

ENTALPIA DE LA FASE GASEOSA (H_v ó H_i)

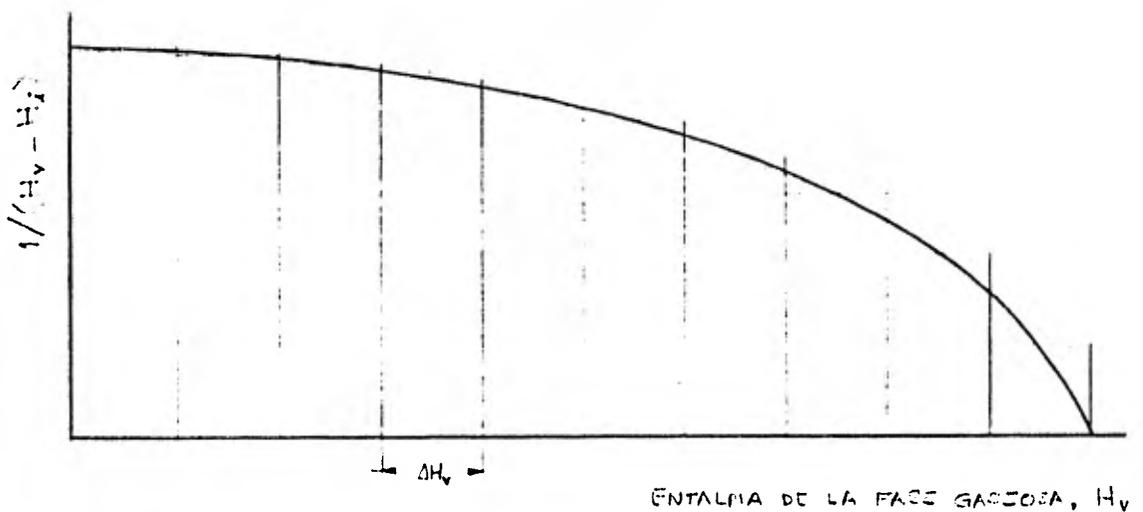


TEMPERATURA DE LA FASE LIQUIDA

(t_L ó T_i)

GRAFICA 4-17-2

INTEGRACION GRAFICA $\int \frac{dH_v}{H_v - H_i}$



COMO UNA OPCION PARA ILUSTRAR LA SOLUCION DE LA INTEGRAL EN CUESTION, SE TIENEN LAS GRAFICAS 4-17-1 Y 4-17-2, CORRESPONDIENTES A $(H_v \text{ vs. } t_L)$ Y $(1/(H_v - H_i) \text{ vs. } H_v)$ — RESPECTIVAMENTE.

PARA ENCONTRAR EL AREA BAJO LA CURVA, SE TABULAN LOS VALORES DE t_L , H_v , H_i Y $1/(H_v - H_i)$ CON LOS INCREMENTOS IGUALES QUE SE ESCOJAN PARA H_v . OBTIENIENDO, LA FUERZA IMPULSORA TOTAL EN ESTE CASO ESTARA CONDICIONADA POR EL RANGO COMPLETO DE t_L , HASTA t_{L2} , ES DECIR, LAS TEMPERATURAS LIQUIDAS A LA ENTRADA Y SALIDA DE LA SECCION DE DEAERACION.

SE PUEDE CONSIDERAR QUE PARA t_{L1} LA ENTALPIA H_v INCLUYE LA FRACCION DE GASES INCONDENSABLES REMOVIDOS DE LA FASE LIQUIDA, MIENTRAS QUE t_{L2} NO LA INCLUYE, ADEMAS DE QUE AL IR TOMANDO CADA INCREMENTO Δt_L , EN EL DECREMENTO CORRESPONDIENTE ΔH_v SE COMPUTA LA FRACCION CONDENSADA DE VAPOR. — UNA REPERCUSION ANALOGA SE OBSERVA CON LAS ENTALPIAS EN LA INTERFASE H_i .

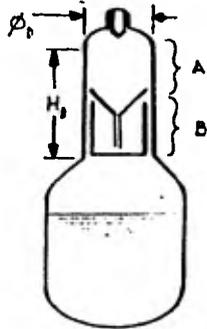
4.10.3.4. AGOTADOR DE BURBUJEO:

PARA TENER UNA DEAERACION EFICIENTE CON UN AGOTADOR DE BURBUJEO ES NECESARIO QUE EL AGUA A DEAERAR, ANTES DE INGRESAR AL AGOTADOR PROPIAMENTE DICHO, TENGA UN CIERTO TIEMPO DE RESIDENCIA EN LA FASE DE ROCIADO. ESTO SIGNIFICA QUE LA DEAERACION EMPIEZA DESDE QUE EL AGUA SE ALIMENTA, — POR LO QUE EN EL CALCULO DE LOS AGOTADORES DE BURBUJEO SE —

FIGURA 4-18

ARREGLOS DE EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA A PACE DEL SISTEMA DE KOSIADO CON AGITADOR DE BUBUJEO TIPO CILINDRICO.

I.- Arreglo con "TANQUE VERTICAL SOBRE TANQUE ALMACEN VERTICAL":



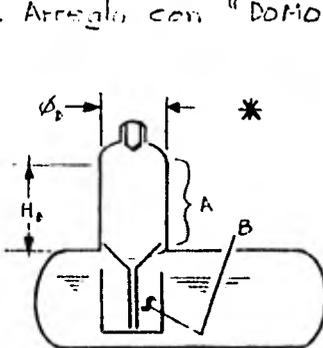
CRITERIO DE DISEÑO:

$$\frac{H_b}{\phi_b} \leq 3.0$$

R.T.C. = 8,800 - 300,000 lb/h
rango típico de capacidad

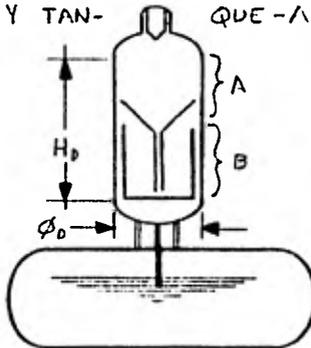
A = Zona de rozado,
B = Cilindro-Agitador de burbujas.

II.- Arreglo con "DOMO Y TANQUE-ALMACEN":



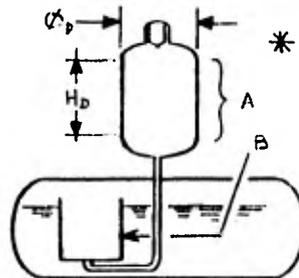
R.T.C. = 5,000 - 300,000 lb/h

$$\frac{H_b}{\phi_f} \leq 1.8 \sim 1.5$$



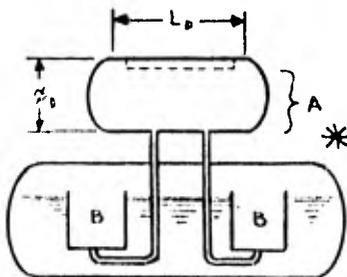
R.T.C. = 110,000 - 440,000 lb/h

$$\frac{H_b}{\phi_b} \leq 2.0$$



R.T.C. = 200,000 - 705,000 lb/h

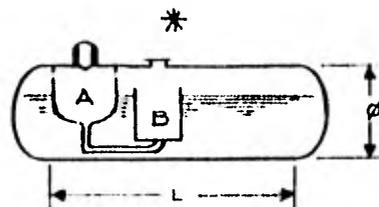
$$\frac{H_b}{\phi_b} \leq 1.0 (\phi_b \text{ ECONOMICO})$$



R.T.C. = 500,000 - 1,200,000 lb/h

$$\frac{H_b}{\phi_b} \leq 2.0$$

III.- Arreglo con "TANQUE HORIZONTAL":



$$\frac{L}{\phi} \leq 3.0 \quad \text{R.T.C.} = 22,000 - 286,000 \text{ lb/h}$$

* EQUIPOS CON AGITADOR CILINDRICO SUMERGIDO.
R.T.C. = rango típico de capacidad

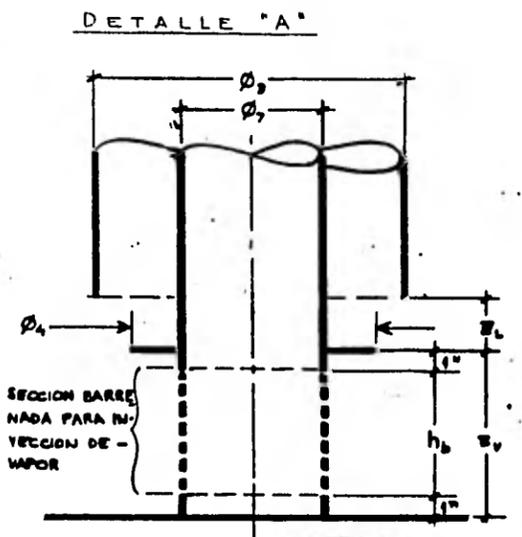
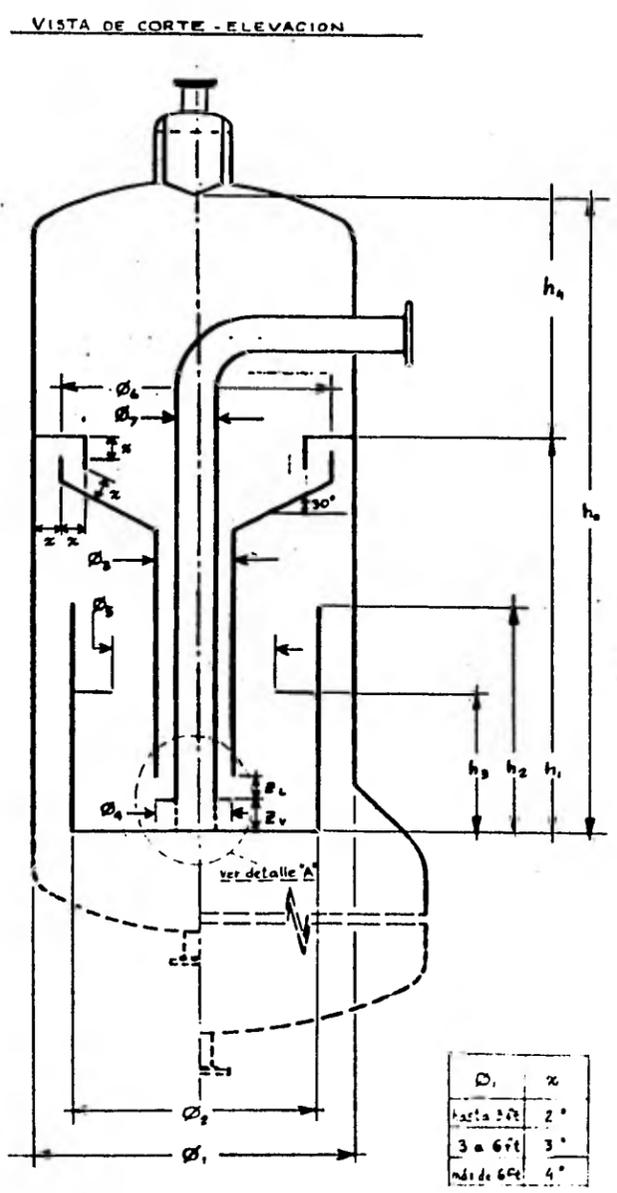
PREVÉ UN ESPACIO DONDE SE TENGA UN DETERMINADO TIEMPO PARA LA CAÍDA DEL AGUA FINAMENTE DIVIDIDA.

4.10.3.4.1. AGOTADOR DE BURBUJEO - TIPO CILÍNDRICO:

DE LOS DIVERSOS TIPOS DE AGOTADORES DE BURBUJEO, ÉSTE ES EL QUE TIENE EL RANGO MÁS AMPLIO DE CAPACIDAD DE DEAERACIÓN, PARA LO CUAL SE TIENE UNA GRAN VEPSATILIDAD PARA FORMAR ARREGLOS QUE PERMITAN TENER LOS TIEMPOS DE RESIDENCIA ADECUADOS TANTO EN LA FASE DE ROCIADO COMO EN LA DE AGOTAMIENTO.

LOS ARREGLOS PARA INTEGRAR TODO EL EQUIPO DE DEAERACIÓN ESTÁN SUJETOS A CRITERIOS MÁS PRÁCTICOS QUE TEÓRICOS, ASÍ POR EJEMPLO, SE JUSTIFICA TENER TANQUES SEPARADOS PARA DEAERACIÓN Y ALMACENAMIENTO, CUANDO RESULTA DESPROPORCIONADA LA ALTURA CON RELACIÓN AL DIÁMETRO PARA EL CASO DE UN SOLO TANQUE VERTICAL PARA TODO. TAMBIÉN PUEDE DARSE EL CASO, Y OCURRE CON MUCHA FRECUENCIA, DE QUE EL CILINDRO O TAMBOR DE DEAERACIÓN RESULTA DEMASIADO GRANDE PARA QUE EN EL MISMO DOMO DE DEAERACIÓN SE TENGA EL ESPACIO REQUERIDO PARA EL TIEMPO DE ROCIADO, POR LO QUE EL AGOTADOR DE BURBUJEO DEBE ALOJARSE SUMERGIDO EN EL INTERIOR DEL TANQUE-ALMACÉN, DEJANDO EN EL DOMO SOLAMENTE LA FASE DE ROCIADO.

EN LA FIGURA 4-18 SE PRESENTAN LOS ARREGLOS POSIBLES PARA EQUIPOS DEAERADORES CON ROCIADO Y AGOTADOR CILÍN-



Barrenos: $\phi_b = 4.76 \text{ mm } (3/16")$
 Arrreglo: Triangular equilátero a 60°
 Paso (c): $12.7 \text{ mm } (1/2")$

$S_b = 0.0276 \text{ in}^2$ Area unitaria de barrenos
 $S_{\text{Total}} = \frac{2.403 V_c \bar{V}}{u_7}$ Area total de barrenos, in^2
 $N_b = \frac{S_{\text{Total}}}{S_b}$
 $n_{su} = \frac{1.158}{c^2}$ (No. de orificios/ in^2)

Ascción barrenada = $\frac{N}{n_{su}}$

$h_b = \frac{\text{Acc. max.}}{\text{Perímetro}}$

$z_L = \frac{1}{2} (\phi_5 - \phi_7)$

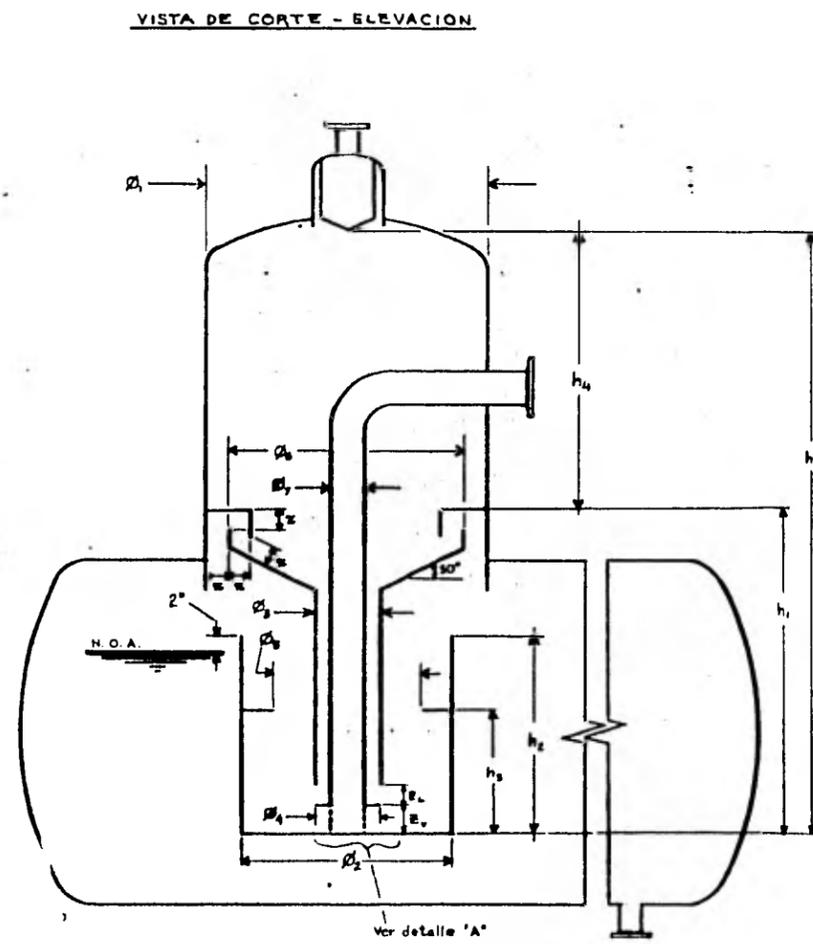
(UNIDADES: Pulgadas)

TABLA DE ECUACIONES:

CONCEPTO	CONDICIONES LIMITANTES	ECUACION DE CALCULO
h_0	Relación h_0/ϕ_0 . Ver figura 4-16	$h_0 = h_1 + h_4$
h_1	h_2, ϕ_6, α	$h_1 = h_2 + \frac{1}{2} \phi_6 + 2\alpha$ (mínimo) $[\alpha] = [z] = \text{ft}$
h_2	Tiempo de retención θ_1 . Ver gráfica 4-24	$h_2 = 3.0558 \cdot \frac{\theta_1 Q}{\rho (\alpha_2^2 - \alpha_1^2)}$ $[\alpha_2] = [\alpha_1] = \text{ft}$
h_3	h_2	$h_3 = 0.6 h_2$
h_4	Tiempo de retención θ_2 . Ver gráfica 4-25.	$h_4 = 3.0558 \cdot \frac{\theta_2 Q}{\rho \phi_1^2}$ $[\theta_2] = \text{min}$
ϕ_1	ϕ_2, G_{L1}, u_1 $G_{L1} = 6000 \text{ lb/h-ft}^2$ masa-velocidad $u_1 = 5.0 \text{ ft/s}$ Velocidad de flujo	Máximo: $\phi_1 = \sqrt{\phi_2^2 + 0.05093 \frac{Q}{\rho u_1}}$ $[u_1] = \text{ft/s}$ Máximo: $\phi_1 = 13.5408 \sqrt{\frac{Q}{G_{L1}}}$ $[G_{L1}] = \frac{\text{lb}}{\text{h-ft}^2}$
ϕ_2	ϕ_3, G_{L2} $G_{L2} = 6500 \text{ lb/h-ft}^2$ (masa-velocidad)	$\phi_2 = \sqrt{\phi_3^2 + 183.3465 \frac{Q}{G_{L2}}}$ $[G_{L2}] = \frac{\text{lb}}{\text{h-ft}^2}$
ϕ_3	ϕ_7, u_3 $u_3 = 8 \text{ ft/s}$ (velocidad de flujo)	$\phi_3 = \sqrt{\phi_7^2 + 0.08093 \frac{Q}{\rho u_3}}$ $[\phi_7] = \text{in}, [u_3] = \text{ft/s}$
ϕ_4	ϕ_5, ϕ_7	$\phi_4 = \frac{1}{2} (\phi_5 - \phi_7)$
ϕ_5	ϕ_6, G_{L3} $G_{L3} = 9600 \text{ lb/h-ft}^2$ (masa-velocidad)	$\phi_5 = \sqrt{\phi_6^2 + 183.3465 \frac{Q}{G_{L3}}}$
ϕ_6	ϕ_1, α	$\phi_6 = \phi_1 - 2\alpha$
ϕ_7	V_c (vapor calentamiento), velocidad de flujo $u_7 = 6000 \text{ ft/min}$	$\phi_7 = \sqrt{\frac{3.06 V_c \bar{V}}{u_7}}$ donde $V_c = \text{ft}^3/\text{h}, \bar{V} = \text{ft}^3/\text{lb}$ $u_7 = \text{ft/min}$

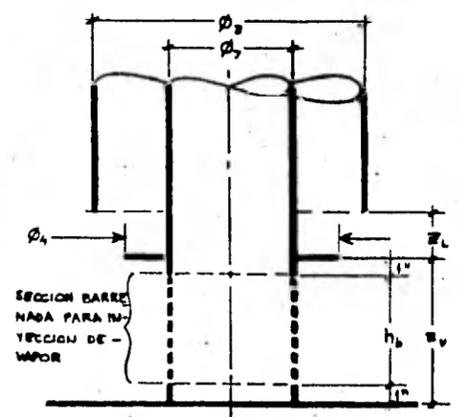
$[h_1] = [h_2] = [h_3] = [h_4] = \text{ft}$
 $[\theta_1] = [\theta_2] = \text{min}$
 $[Q] = \text{lb/h}$
 $[\rho] = \text{lb/ft}^3$
 $[u_1] = [u_3] = \text{ft/s}$
 $[\alpha] \text{ ó } [\phi_7] = \text{in}$
 $[G_{L1}] = [G_{L2}] = [G_{L3}] = \text{lb/h-ft}^2$
 $[u_7] = \text{ft/min}$

Sección de Desarenación a base de reciado y agotador de burbujeo - Tipo Vertical.
FIGURA 4-19

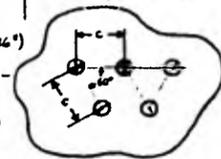


N.O.A. = Nivel de operación del agua.

Detalle "A"



Barrenos: $\phi_b = 4.76 \text{ mm } (3/16")$
 Arreglo: Triangular equilateral a 60°
 Paso (c): $12.7 \text{ mm } (1/2")$



$S_b = 0.0276 \text{ in}^2$ Area unitaria de barreno
 $S_{\text{Total}} = \frac{2.403 V_r \bar{V}}{u_r}$ Area total de barrenos, $\text{in}^2 \times$
 $N_b = \frac{S_{\text{Total}}}{S_b}$
 $n_{su} = \frac{1.158}{c^2}$ (No. de orificios/ in^2)
 $A_{\text{sección barrenada}} = \frac{N}{n_{su}}$
 $h_b = \frac{A_{\text{sección barrenada}}}{\text{Perímetro}}$
 $z_L = \frac{1}{2} (\phi_3 - \phi_7)$

(UNIDADES: PULGADAS)

* Ver tabla, diámetro de tubo para vapor ϕ_7 .

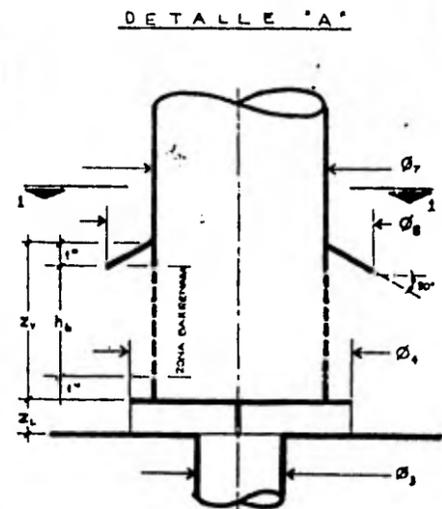
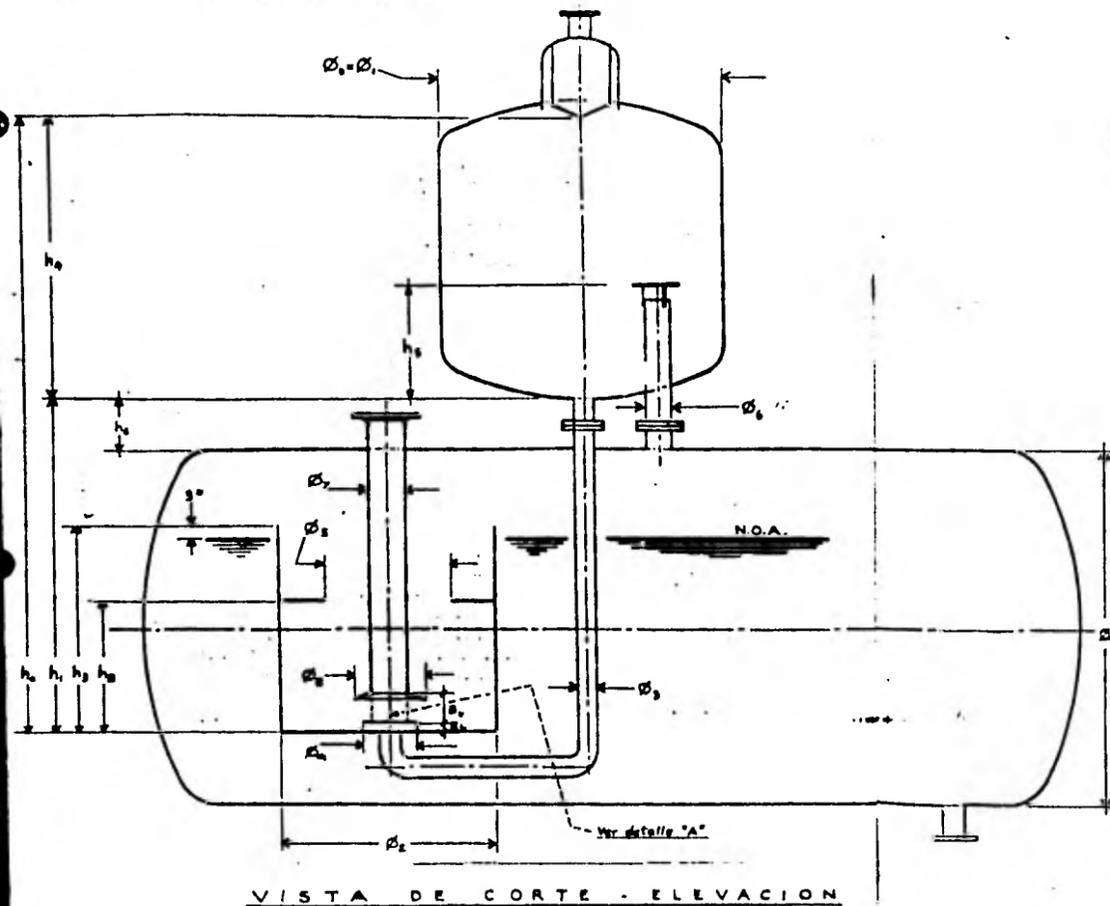
TABLA DE ECUACIONES.

CONCEPTO	CONDICIONES LIMITANTES	ECUACION DE CALCULO
h_2	Relación H_1/ϕ_2 . Ver figura 4-16	$h_2 = h_1 + h_4$
h_1	h_2, ϕ_6, z	$h_1 = h_2 + \frac{1}{2} \phi_6 + 2z$ (mínimo) $[\phi_6] = [z]$ = ft
h_2	θ_1 (Ver gráfica 4-24)	$h_2 = 3.0558 \cdot \frac{\phi_2 Q}{\rho (\theta_1^2 - \theta_0^2)}$ $[\theta_1][\theta_0] = \text{in}$
h_3	h_2	$h_3 = 0.6 h_2$
h_4	θ_2 (Ver gráfica 4-25)	$h_4 = 3.0558 \cdot \frac{\phi_2 Q}{\rho \theta_2^2}$ $[\theta_2] = \text{in}$
ϕ_1	ϕ_2, G_{L1}, u_1 $G_{L1} = 6000 \text{ lb/h-ft}^2$ Masa-velocidad $u_1 = 5.0 \text{ ft/s}$ Velocidad de flujo	$\phi_1 = 13.5405 \sqrt{\frac{Q}{G_{L1}}}$ $[G_{L1}] = \frac{\text{lb}}{\text{h-ft}^2}$
ϕ_2	ϕ_3, G_{L2} $G_{L2} = 6500 \text{ lb/h-ft}^2$ Masa-velocidad	$\phi_2 = \sqrt{\phi_3^2 + 188.3465 \frac{Q}{G_{L2}}}$ $[\phi_3] = \text{in}$
ϕ_3	ϕ_7, u_3 $u_3 = 8 \text{ ft/s}$ Velocidad de flujo.	$\phi_3 = \sqrt{\phi_7^2 + 0.05093 \frac{Q}{\rho u_3^2}}$ $[\phi_7] = \text{in}$
ϕ_4	ϕ_5, ϕ_7	$\phi_4 = \frac{1}{2} (\phi_5 - \phi_7)$
ϕ_5	ϕ_3, G_{L5} $G_{L5} = 7600 \text{ lb/h-ft}^2$ masa-velocidad	$\phi_5 = \sqrt{\phi_3^2 + 183.3465 \frac{Q}{G_{L5}}}$
ϕ_6	ϕ_1, z	$\phi_6 = \phi_1 - 2z$
ϕ_7	V_c (vapor calentamiento), velocidad flujo $u_7 = 6000 \text{ ft/min}$	$\phi_7 = \sqrt{\frac{3.06 V_c \bar{V}}{u_7}}$ donde $V_c = \text{lb/h}$ $\bar{V} = \text{ft}^3/\text{lb}$ $u_7 = \text{ft/min}$

Variable	Unidades
h_1, h_2, h_3, h_4	ft
θ_1, θ_2	in
Q	lb/h
ρ	lb/ft ³
u_1, u_3	ft/s
ϕ_1, ϕ_7	in
G_{L1}, G_{L2}, G_{L5}	lb/h-ft ²
u_7	ft/min

SECCION DE DEARRIACION A BASE DE ROCIADO Y AGOTADOR DE BURBUJEO - ARREGLO DE DOMO Y TANQUE INTEGRAL.

FIGURA 4-20



$h_6 = \frac{\text{Area. orificio}}{\text{Perímetro}}$ UNIDADES: PULGADAS

$$Z_v = h_6 + 2$$

$$Z_L = 0.8 D_3$$

Area unitaria de barrenos: $S_b = 0.0276 \text{ in}^2$

Area total de barrenos, in²: $S_{\text{total}} = \frac{2.603 V \sqrt{V}}{U_7}$

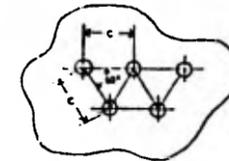
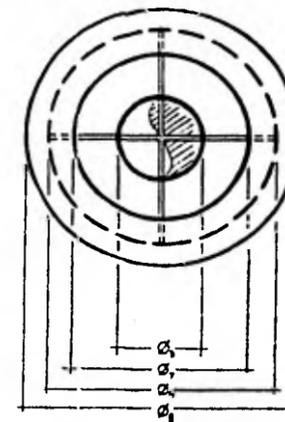
Número de barrenos: $N_b = \frac{S_{\text{total}}}{S_b}$

No. de orificios/in²: $n_{su} = \frac{1.158}{C^2}$

Area de sección barrenada: $A_b = \frac{N_b}{n_{su}}$

* Ver tabla, diámetro tubería vapor D_7 .

VISTA "1-1" - Planta



Barrenos: $\phi_b = 4.76 \text{ mm (3/16")}$

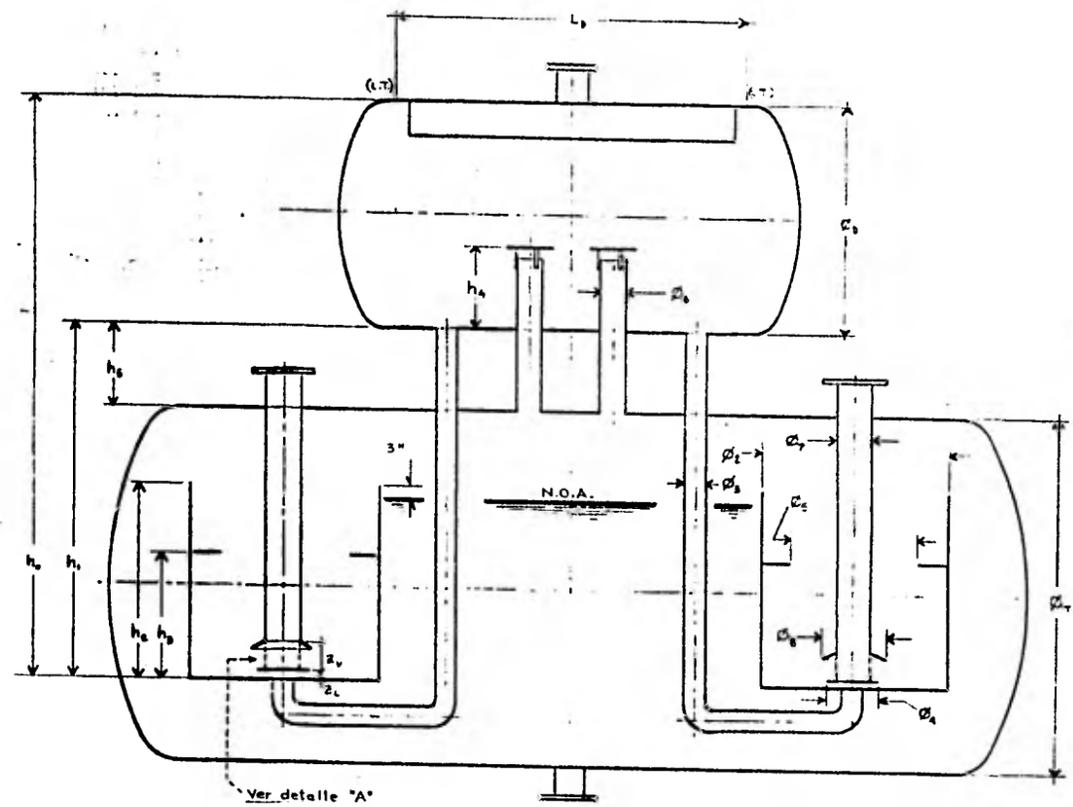
Arreglo: Triangular equilateral a 60°.

Paso: $c = 12.7 \text{ mm (1/2")}$

CONCEPTO	CONDICIONES LIMITANTES	ECUACION DE CALCULO
h_0	Relación h_0/ϕ_1 . Ver figura 4-16	$h_0 = h_1 + h_4$
h_1	h_2, h_6	$h_1 = h_2 + h_6 + \frac{1}{2} \phi_7 - 3 \quad [\phi_7] \cdot ft$
h_2	Tiempo de residencia θ_1 . Ver gráfica 4-24	$h_2 = 3.0558 \cdot \frac{\theta_1 Q}{\rho (\phi_2^2 - \phi_7^2)}$
h_3	h_2	$h_3 = 0.6 h_2$
h_4	Tiempo de residencia θ_2 . Ver gráfica 4-25, ϕ_1 .	$h_4 = 3.0558 \cdot \frac{\theta_2 Q}{\rho \phi_1^2}$
h_5	h_4	$h_5 = \frac{1}{3} h_4$
h_6	ϕ_1 , definido por ingeniería detalle	$h_6 \approx 0.3 \phi_1$, mínimo 1.5 ft.
ϕ_1	Masa-velocidad $G_{L1} = 21320.9 \text{ Kg/h.m}^2 (6000 \text{ lb/h.ft}^2)$	$\phi_1 = 13.5405 \sqrt{\frac{Q}{G_{L1}}}$
ϕ_2	ϕ_7 , Masa-velocidad $G_{L2} = 31765.3 \text{ Kg/h.m}^2 (6500 \text{ lb/h.ft}^2)$	$\phi_2 = \sqrt{\phi_7^2 + 183.3465 \frac{Q}{G_{L1}}}$
ϕ_3	Velocidad de flujo $u_3 = 8 \text{ ft/s}$	$\phi_3 = 0.2257 \sqrt{\frac{Q}{\rho u_3}}$
ϕ_4	ϕ_7	$\phi_4 = 1.3 \phi_7$
ϕ_5	ϕ_7 , Masa-velocidad $G_{L3} = 46915.0 \text{ Kg/h.m}^2 (9600 \text{ lb/h.ft}^2)$	$\phi_5 = \sqrt{\phi_7^2 + 183.3465 \frac{Q}{G_{L1}}}$
ϕ_6	V_6 (Vapor de arrastre de venteo), Velocidad de flujo $u_6 = 1800 \text{ ft/min}$	$\phi_6 = \sqrt{\frac{3.06 V_6 \sqrt{V}}{u_6}}$
ϕ_7	V_7 (Vapor de calentamiento), velocidad de flujo $u_7 = 6000 \text{ ft/min}$	$\phi_7 = \sqrt{\frac{3.06 V_7 \sqrt{V}}{u_7}}$
ϕ_8	ϕ_7	$\phi_8 = 1.6 \phi_7$

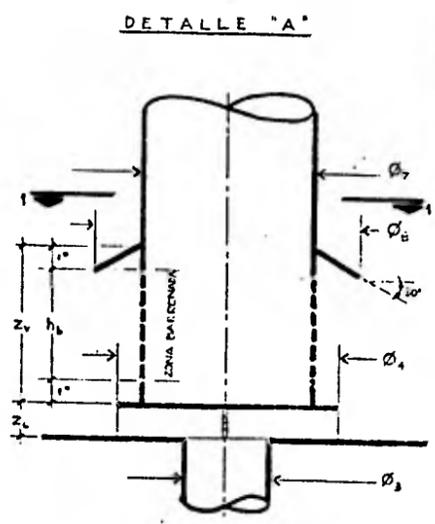
SECCION DE DEAERACION A BASE DE ROCIADO Y AGOTADOR DE BURBUJEO - ARREGLO DE -- DOMO Y TANQUE - BRIDADOS.

FIGURA 4-21



VISTA DE CORTE - ELEVACION

N.O.A. = Nivel de operación al agua.



$h_b = \frac{A_{\text{sección}}}{\text{Perímetro}}$ UNIDADES: PULGADAS

$z_v = h_b + 2.0$

$z_L = 0.8 D_3$

Area unitaria de barrenos: $a_b = 0.0276 \text{ in}^2$

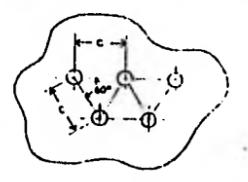
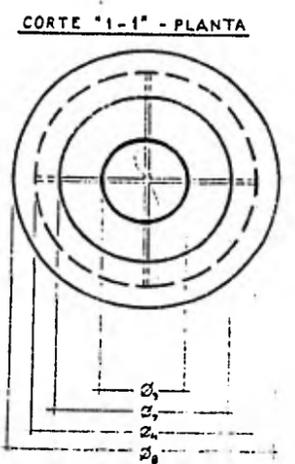
Area total de barrenos: $S_{\text{total}} = \frac{2.403 V_c V}{U_v} \text{ (in}^2\text{)}$

Número de barrenos: $N_b = \frac{S_{\text{total}}}{a_b}$

No. de orificios/in²: $n_{\text{or}} = \frac{1.150}{a_b}$

Area de sección barrenada: $A_L = \frac{N_b}{n_{\text{or}}}$

* Donde $V_c = \frac{V}{2}$, ver tabla: diámetro D_1 .



Barrenos: $\phi_b = 4.76 \text{ mm (3/16")}$

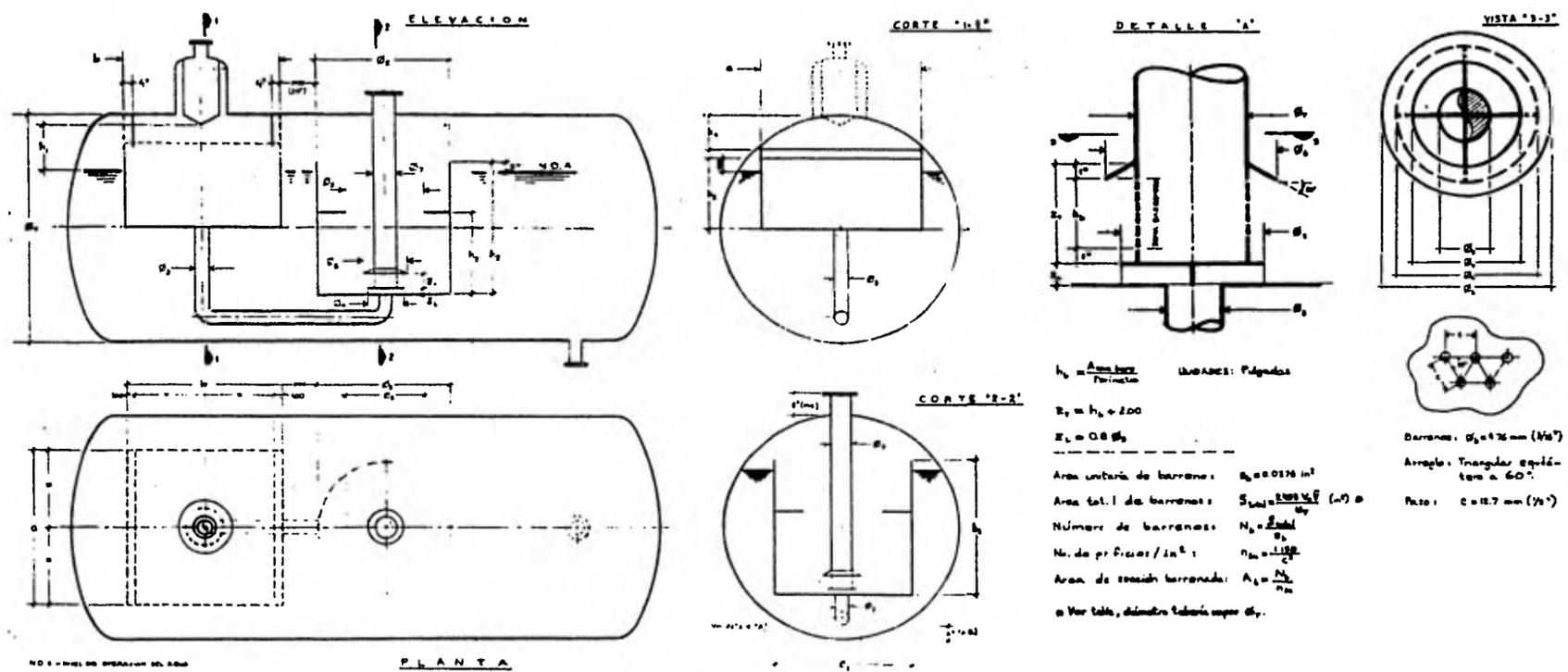
Arreglo: Triángulo equilátero a 60°

Incn: $c = 12.7 \text{ mm (1/2")}$

CONCEPTO	CONDICIONES LIMITANTES	ECUACION DE CALCULO
h_0	h_1, D_1	$h_0 = h_1 + D_1$
h_1	h_2, h_3, D_2	$h_1 = h_2 + \frac{1}{2} D_2 + h_3 - 3.0$
h_2	Tiempo de residencia θ , Ver gráfica 4-24.	$h_2 = 1.5279 \frac{\theta \cdot D_2}{\rho \cdot (D_2^2 - D_1^2)}$
h_3	h_2	$h_3 = 0.6 h_2$
h_4	D_0	$h_4 = \frac{1}{4} D_0$
h_5	D_0	$h_5 = 0.3 D_0$ (MINIMO 20") $[D_0] = ft$
L_1	Relación L_1/D_1	$2 D_1 < L_1 < 1.5 D_0$
D_0		(Mínimo, $\frac{L_1}{D_1} = 2$) $8.4553 \sqrt{\frac{Q}{G_{L1}}} < D_0 < 2.4171 \sqrt{\frac{Q}{G_{L1}}}$
D_2	D_1 , Masa-velocidad $G_{L1} = 31765.3 \text{ kg/h.m}^2$ (6500 lb/h.ft ²)	(Máximo, $\frac{L_1}{D_1} = 1.5$) $7.718 \sqrt{\frac{Q}{G_{L1}}} < D_2 < 2.9025 \sqrt{\frac{Q}{G_{L1}}}$
D_3	Velocidad de flujo $u_3 = 8 \text{ ft/s}$	$D_3 = 0.1546 \sqrt{\frac{Q}{u_3}}$
D_4	D_1	$D_4 = 1.3 D_1$
D_5	D_1 , Masa-velocidad $G_{L5} = 46915.0 \text{ kg/h.m}^2$ (9600 lb/h.ft ²)	$D_5 = \sqrt{D_1^2 + 91.673 \cdot \frac{Q}{G_{L5}}}$
D_6	V_a (vapor de arrastre de ventosa), velocidad de flujo $u_6 = 1800 \text{ ft/min}$	$D_6 = \sqrt{\frac{1.53 V_a V}{u_6}}$
D_7	V_c (vapor de calentamiento), velocidad de flujo $u_7 = 6000 \text{ ft/min}$	$D_7 = \sqrt{\frac{1.53 V_c V}{u_7}}$
D_8	D_1	$D_8 = 1.6 D_1$

SECCION DE DEAERACION A BASE DE ROCIADO Y AGOTADOR DE BURBUJEO - ARREGLO DE DOMO HORIZONTAL Y TANQUE ALMACEN.

FIGURA 4-22



$h_0 = \frac{A_{total}}{F_{total}}$
 LUGARES: Pálpitos
 $R_0 = h_0 + 200$
 $Z_0 = 0.6 \phi_0$
 Área unitaria de barrotes: $A_0 = 0.0176 \text{ in}^2$
 Área total de barrotes: $S_{total} = \frac{2000 \times F}{\phi_0} \text{ (m}^2 \text{) o}$
 Número de barrotes: $N_b = \frac{S_{total}}{A_0}$
 No. de p. fijas / in²: $n_{pf} = \frac{1.15}{\phi_0}$
 Área de sección barranda: $A_s = \frac{N_b}{n_{pf}}$
 a Ver tabla, diámetro fabrica según ϕ_0 .
 Barrotes: $\phi_0 = 47.6 \text{ mm (1 7/8")}$
 Arreglo: Triangular equilateral a 60°
 Paso: $c = 12.7 \text{ mm (1/2")}$

TABLA DE ECUACIONES

CONDICIONES LIMITANTES	ECUACION DE CALCULO
1. a, b, Q, Q _g . Ver gráfica 4-25	$h_0 = 2.4 \frac{Q_g}{Q}$
2. Q _g , Q, Q _g . Ver gráfica 4-26	$N_b = 10558 \frac{Q_g}{\rho(\sigma_1^2 - \sigma_2^2)}$
3. h ₀	$h_0 = 0.6 h_2$
4. Q _g	$N_b = \frac{1}{\phi_0}$
5. Q _g	$N_b = \frac{1}{\phi_0} \phi_0 = 1.0$
6. a, b. Masa-velocidad $\phi_0 = 6000 \text{ lb/l ft}^3$ Gasto de agua Q, lb/h	$Q_{g1} = 925 \sqrt{\frac{Q}{\phi_0}}$ b=110
7. ϕ_0 Masa-velocidad $\phi_0 = 6500 \text{ lb/l ft}^3$ Gasto de agua Q, lb/h	$\phi_0 = \sqrt[3]{1013465 \frac{Q}{N_b}}$
8. Velocidad de flujo $u_0 = 0.0 \text{ ft/s}$ Gasto de agua Q, lb/h	$\phi_0 = 0.2257 \sqrt{\frac{Q}{N_b}}$
9. a, b. Q _g	$Z_0 = 1.2 C_0$ $Z_0 = 4 \phi_0$
10. Q _g , masa-velocidad $\phi_0 = 9500 \text{ lb/l ft}^3$ Piso de agua Q, lb/h	$\phi_0 = \sqrt[3]{1013465 \frac{Q}{N_b}}$
11. V ₀ (capa de coque), velocidad de flujo $u_0 = 0.0 \text{ ft/s}$	$\phi_0 = \sqrt{\frac{2.0 \times V_0 \times F}{N_b}}$

Variables	Unidades
b, h ₀ , h ₂	ft
h ₀ , h ₂	in
a, b	in
Q, Q _g	lb/h
Q _g , Q _g	lb/h
Q, V ₀	lb/h
V ₀	ft ³ /h

SECCION DE REACCION A BASE DE
ROCIADO Y AGITADOR DE BURBUJEO
ARREGLO DE TANQUE HORIZONTAL

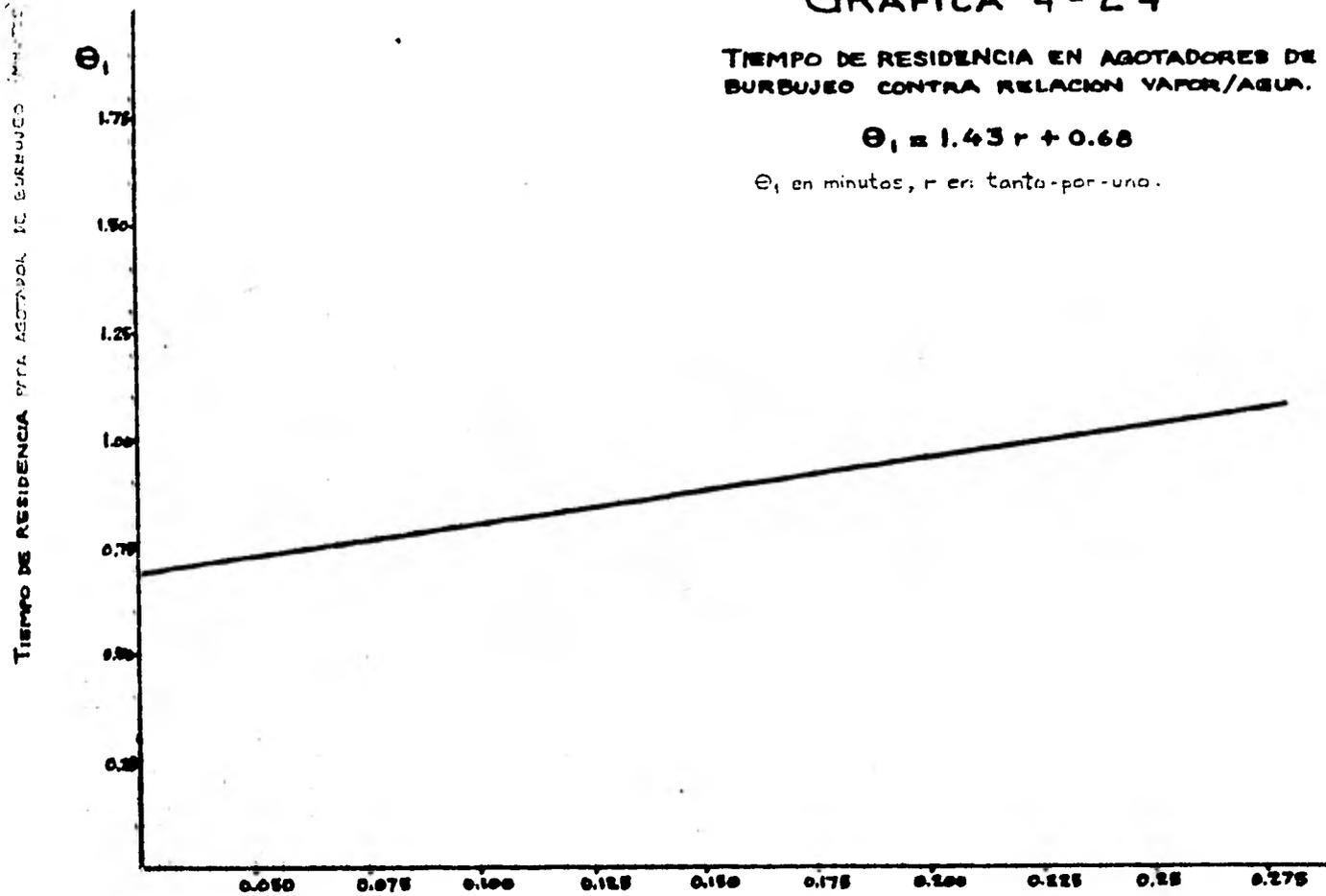
FIGURA 4-23

GRAFICA 4-24

TIEMPO DE RESIDENCIA EN AGOTADORES DE BURBUJEO CONTRA RELACION VAPOR/AGUA.

$$\Theta_1 = 1.43 r + 0.68$$

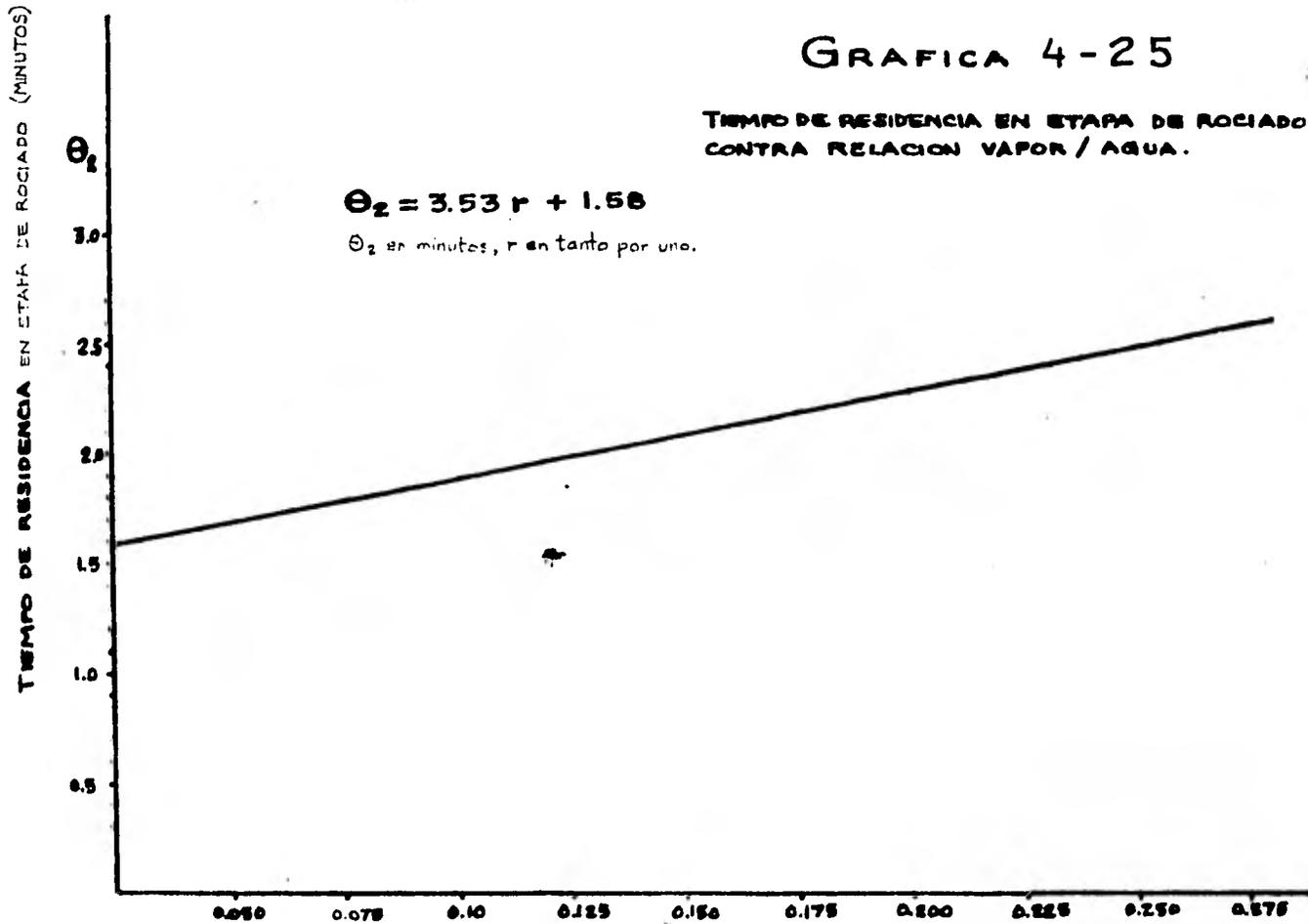
Θ_1 en minutos, r en: tanto-por-uno.



$$r = \text{RELACION } \frac{V_c}{L_1} = \frac{\text{(VAPOR DE CALENTAMIENTO)}}{\text{(AGUA DE ALIMENTACION)}} \cdot \frac{1}{15}$$

GRAFICA 4-25

TIEMPO DE RESIDENCIA EN ETAPA DE ROCIADO
CONTRA RELACION VAPOR / AGUA.



r = RELACION $\frac{V_1}{L_1}$ (VAPOR DE CALENTAMIENTO) lb / (AGUA DE ALIMENTACION) lb

DRICO, ASÍ COMO LOS RANGOS TÍPICOS DE CAPACIDAD Y LA RELACIÓN H_D/ϕ_D DEL TANQUE DEAERADOR, INFORMACIÓN QUE PUEDE SERVIR COMO BASE PARA UN CRITERIO DE DISEÑO.

LOS SISTEMAS DE DEAERACIÓN CON ROCIADO Y AGOTADOR CILÍNDRICO SE CALCULAN MEDIANTE LOS CROQUIS 4-19 A 4-23 Y LAS GRÁFICAS 4-24/25. APARTE DE LAS CONSIDERACIONES HECHAS EN ESTAS HOJAS, PARA FORMAR UN DETERMINADO ARREGLO CON EL COMPARTIMIENTO DE ROCIADO Y EL AGOTADOR CILÍNDRICO SE DEBEN TOMAR EN CUENTA FACTORES GEOMÉTRICOS Y MECÁNICOS, PARA LO CUAL ES INDISPENSABLE HACER DIBUJOS DE DETALLE A ESCALA PARA CERCIORARSE DE QUE EL TAMBOR QUEPA EN EL TANQUE DONDE SE ALOJE Y QUE NO OBSTRUYA EL PASO DE ALGUNA LÍNEA INTERNA, ETC.

4.10.3.4.2. AGOTADOR DE BURBUJEO - TIPO BIPARTIDO.

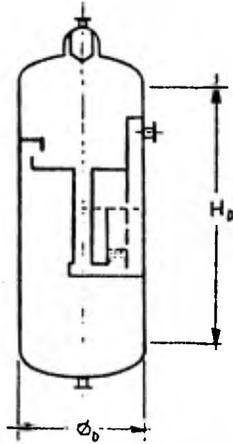
ESTE TIPO DE AGOTADOR, CUYO PRINCIPIO ES IGUAL - AL ANTERIOR, ESTÁ PREVISTO PRINCIPALMENTE PARA FORMAR EQUIPOS MUY COMPACTOS, YA QUE PERMITE TENER UN COMPARTIMIENTO INFERIOR PARA ALMACÉN DE AGUA DEAERADA EN EL MISMO RECIPIENTE, COMO ES EL CASO DEL DEAERADOR DE TANQUE VERTICAL ÚNICO.

PUEDE EMPLEARSE ESTE TIPO DE ELEMENTO EN UN TANQUE VERTICAL SEPARADO SÓLO PARA DEAERACIÓN, Y ACOPLARSE MEDIANTE BOQUILLAS BRIDADAS A UN TANQUE HORIZONTAL PARA ALMACÉN DE AGUA DEAERADA, LO CUAL YA NO RESULTA EN ECONOMÍA DE ESPACIOS NI MATERIALES.

FIGURA 4-26

ARREGLOS DE EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA A BASE DEL SISTEMA DE ROCIADO CON AGOTADOR DE BURBUJEO TIPO BIFASICO

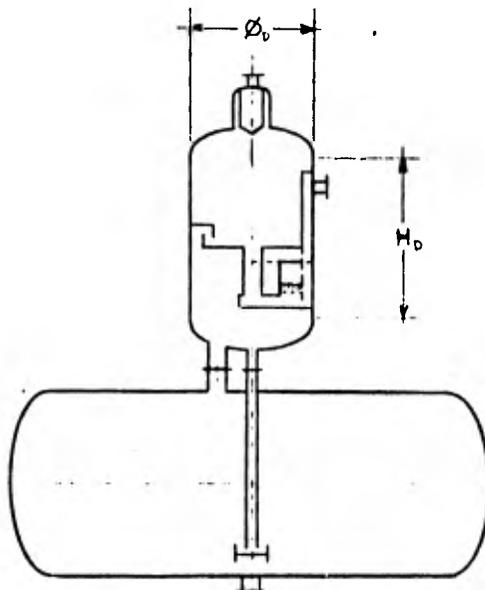
I.- ARREGLO CON TANQUE VERTICAL UNICO



CRITERIO DE DISEÑO	
$\frac{H_b}{\phi_p} \leq 3.00$	R. T. C. 9,000 - 660,000

R.T.C. = Rango Típico de Capacidad, lb/h

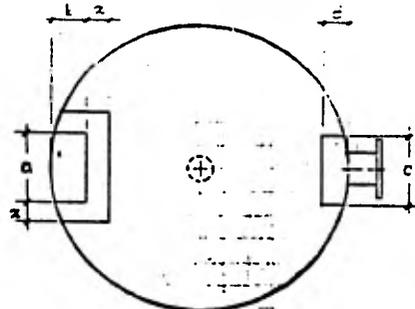
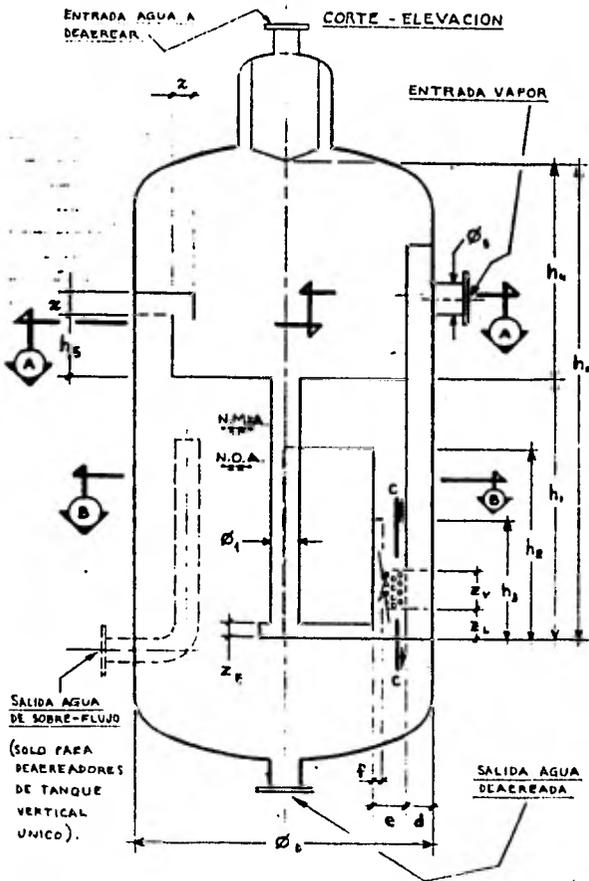
II.- ARREGLO CON DOMO Y TANQUE-ALMACEN



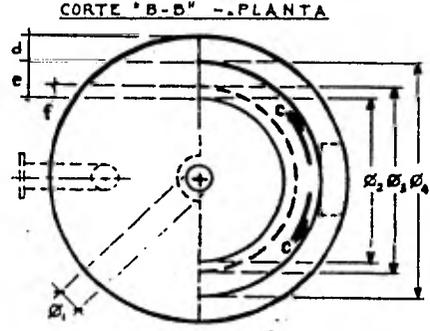
CRITERIO DE DISEÑO	
$\frac{H_b}{\phi_p} \leq 2.00$	R. T. C. 200,000 - 500,000

CROQUIS 4-27

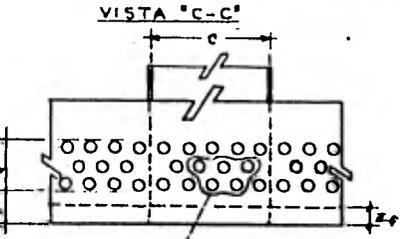
SECCION DE DEAERACION CON AGOTADOR DE BURBUJEO-TIPO DIPARTIDO.



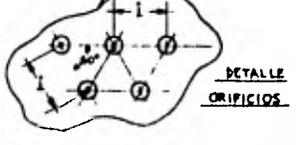
CORTE "A-A" - PLANTA



CORTE "B-B" - PLANTA



VISTA "C-C"



DETALLE ORIFICIOS

BARREROS: 4.76 mm (3/16") ϕ .
 AKREGLO: TRIANGULAR EQU
 LATERO A 60°
 PASO: $l = 12.7 \text{ mm } (1/2")$
 AREA TOTAL DE BARREROS: $\frac{\pi}{4} \phi_2^2 \cdot \phi_5 \text{ en in}$
 NUMERO DE BARREROS: 28.444 ϕ_5^2
 NO. DE ORIFICIOS/IN²: 1.158 / IN²
 AREA DE SECCION BARRERADA: 24.363 $\phi_5^2 \text{ IN}^2$
 N. M. A. = NIVEL MAXIMO LE AGUA
 N. O. A. = NIVEL DE OPERACION DE AGUA

Ecuaciones para el diseño de la sección de deaeración a base de agitador de burbujeo tipo bi-partido.

Concepto	Condiciones Limitantes	E c u a c i ó n
h_0	h_1, h_4	$h_0 = h_1 + h_4$
h_1	h_2, ϕ_0	$h_1 = h_2 + 0.25 \phi_0 \quad h_1 = h_2 + 12'' \text{ (mínimo)}$
h_2	$L \text{ (lb/h)}, \theta_1 \text{ (min)}, \phi_2, \phi_4$	$h_2 = 1.5279 \frac{L \theta_1}{g (\phi_4^2 - \phi_2^2)} \quad \theta_1 - \text{ver gráfica 4-24}$ $g \text{ (lb/ft}^3\text{)}$
h_3	h_2	$h_3 = 0.6 h_2$
h_4	$L \text{ (lb/h)}, \theta_2 \text{ (min)}, \phi_0$	$h_4 = 3.0558 \frac{Q \theta_2}{g \phi_0^2} \quad \theta_2 - \text{ver gráfica 4-25}$
h_5	ϕ_0	$h_5 = 0.2 \phi_0 \quad \text{mínimo} = 8''$
a	b	$a = 2b$
b	$v \text{ (lb/h)}, \bar{v} \text{ (ft}^3\text{/lb)}, u_b$	$b = 1.237 \sqrt{\frac{v \bar{v}}{u_b}} \quad u_b = 6000 \text{ ft/min. Mínimo } 6''$
c	ϕ_5	$c = 2 \phi_5$
d	$v \text{ (lb/h)}, \bar{v} \text{ (ft}^3\text{/lb)}, u_d, c$	$d = 2.40 \frac{v \bar{v}}{c u_d} \quad u_d = 900 \text{ ft/min. Mínimo } \frac{1}{2} \phi_5$ $\text{máx. } 2000 \text{ ft/min.}$
e	$L \text{ (lb/h)}, G_{L_0} \text{ (lb/h-ft}^2\text{)}, \phi_4 \text{ (ft)}$	$e = \frac{\phi_4 - \sqrt{\phi_4^2 - \left(\frac{8}{\pi} \frac{L}{G_{L_0}}\right)}}{2} \quad G_{L_0} = 6500 \text{ lb/h-ft}^2$
f	$L \text{ (lb/h)}, G_{L_f} + \phi_4$	$f = e - \left[\frac{\phi_4 - \sqrt{\phi_4^2 - \left(\frac{8}{\pi} \frac{L}{G_{L_f}}\right)}}{2} \right] \quad G_{L_f} = 9600 \text{ lb/h-ft}^2$
x	a, b	$x = \frac{ab}{a + 2b + 2 \frac{ab}{a + 2b}}$
z_f	ϕ_1	$z_f = \frac{1}{4} \phi_1 \quad z_f = 1/2'' \text{ mínimo}$
z_L	ϕ_1	$z_L = \phi_1$
z_v	$V_A \text{ (lb/h)}, \phi_4 \text{ (ft)}, c \text{ (in)}, G_v$	$z_v = \frac{V_A \phi_4^2}{0.10041 G_v \phi_4} \quad c = \text{Paso de barrenos } 3/16'' \phi$ $c = 0.5 \text{ in}, G_v = 30000 \text{ lb/h-ft}^2$ $z_v = \text{ft}$
ϕ_{11}	$L_s \text{ (lb/h)}, G_L \text{ (lb/h-ft}^2\text{)}$	$\phi_{11} = 1.1284 \sqrt{\frac{L_s}{G_L}} \quad G_L = 6000 \text{ lb/h-ft}^2$
ϕ_1	$\bar{L}_s \text{ (gpm)}, u = 8 \text{ ft/s}$	$\phi_1 = 0.408 \sqrt{\frac{\bar{L}_s}{u}}$
ϕ_2	$\phi_4 \text{ (ft)}, e \text{ (ft)}, L_s \text{ (lb/h)}, G_{L_0}$	$\phi_2 = \phi_4 - 2e = \sqrt{\phi_4^2 - \left(\frac{8}{\pi} \frac{L_s}{G_{L_0}}\right)} \quad G_{L_0} = 6500 \text{ lb/h-ft}^2$
ϕ_3	$\phi_2, \phi_4, f \text{ (ft)}, L_s \text{ (lb/h)}, G_{L_f}$	$\phi_3 = \phi_2 + 2f = \sqrt{\phi_4^2 - \left(\frac{8}{\pi} \frac{L_s}{G_{L_f}}\right)} \quad G_{L_f} = 9600 \text{ lb/h-ft}^2$
ϕ_4	ϕ_0, d	$\phi_4 = \phi_0 - 2d$
ϕ_5	$V_A \text{ (lb/h)}, \bar{v} \text{ (ft}^3\text{/lb)}, u_A$	$\phi_5 = \sqrt{\frac{3.06 V_A \bar{v}}{u_A}} \quad u_A = 14000 \text{ ft/min}$

EN LA FIGURA 4-26 SE MUESTRAN ESTOS DOS ARREGLOS - POSIBLES DE EQUIPOS DEAERADORES DE ROCIADO CON AGOTADOR BIPARTIDO, ASÍ COMO LOS RANGOS TÍPICOS DE CAPACIDAD Y LA RELACIÓN H_D / \varnothing_D DEL TANQUE DE DEAERACIÓN.

EL CÁLCULO DE EQUIPOS CON AGOTADORES BIPARTIDOS SE REALIZA MEDIANTE EL CROQUIS 4-27 Y LA TABLA 4-11.

4.10.3.5. COLUMNA DE PLATOS.

LOS EQUIPOS CUYA SECCIÓN DE DEAERACIÓN ES A BASE DE PLATOS SON LOS MÁS SEGUROS Y FLEXIBLES, PUES CON ELLOS SE PUEDE OBTENER LA CALIDAD "CERO-OXÍGENO" EN EL AGUA DEAERADA Y TAMBIÉN PERMITEN OPERAR CON LOS RANGOS DE 0 A 100 % DE AGUA FRÍA DE REPUESTO Y DE 3 A 100 % DEL CAUDAL MÁXIMO PREVISTO, SIN DETERIORO DE DICHA CALIDAD. VÉANSE LAS TABLAS 4-5, 4-5A Y 4-5B.

HAY 2 TIPOS DE ELEMENTOS CON LOS CUALES SE PUEDE FORMAR LA COLUMNA DE PLATOS, Y UNO DE ESTOS ELEMENTOS PUEDE TENER HASTA 2 CLASES DE ARREGLOS PARA DISPONER EL SENTIDO DE LOS FLUJOS ENTRE LAS CORRIENTES LÍQUIDA Y GASEOSA, ESTO ES:

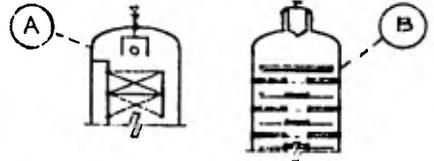
<u>TIPO DE PLATO.</u>	<u>ARREGLO DE FLUJOS.</u>
A) TABLILLA O CHAROLA	FLUJO A CONTRA-CORRIENTE COMPLETA.
B) PLATO PERFORADO.	CONTRA-CORRIENTE A FLUJO CRUZADO.

FIGURA 4-28

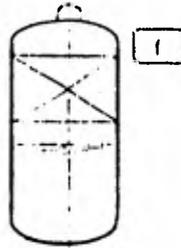
ARREGLOS DE EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA A BASE DE PLATOS

A = DE TABULILLAS O TIRILLAS

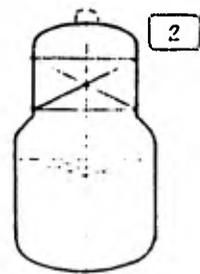
B = DE CHAROLAS PERFORADAS



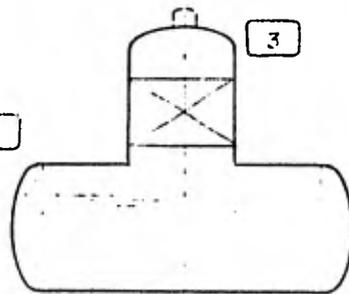
TIPO	RELACION H ₂ O/C	RANGO TIP. CAPACID. LB/H
A	≤ 2.5	3,300-705,000 (O MAYOR)
B	≤ 3.0	



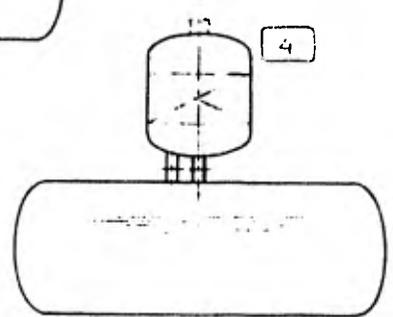
A	≤ 2.5	3,300-705,000 (O MAYOR)
B	≤ 3.0	



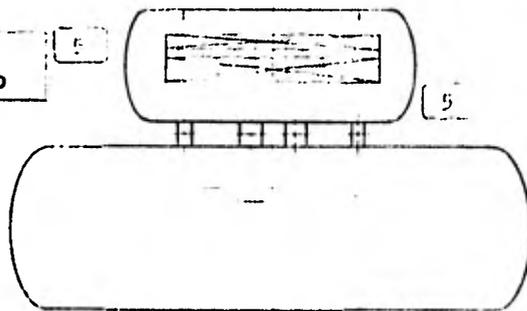
A	≤ 1.5-1.8	6,000-200,000
B	≤ 2.0	

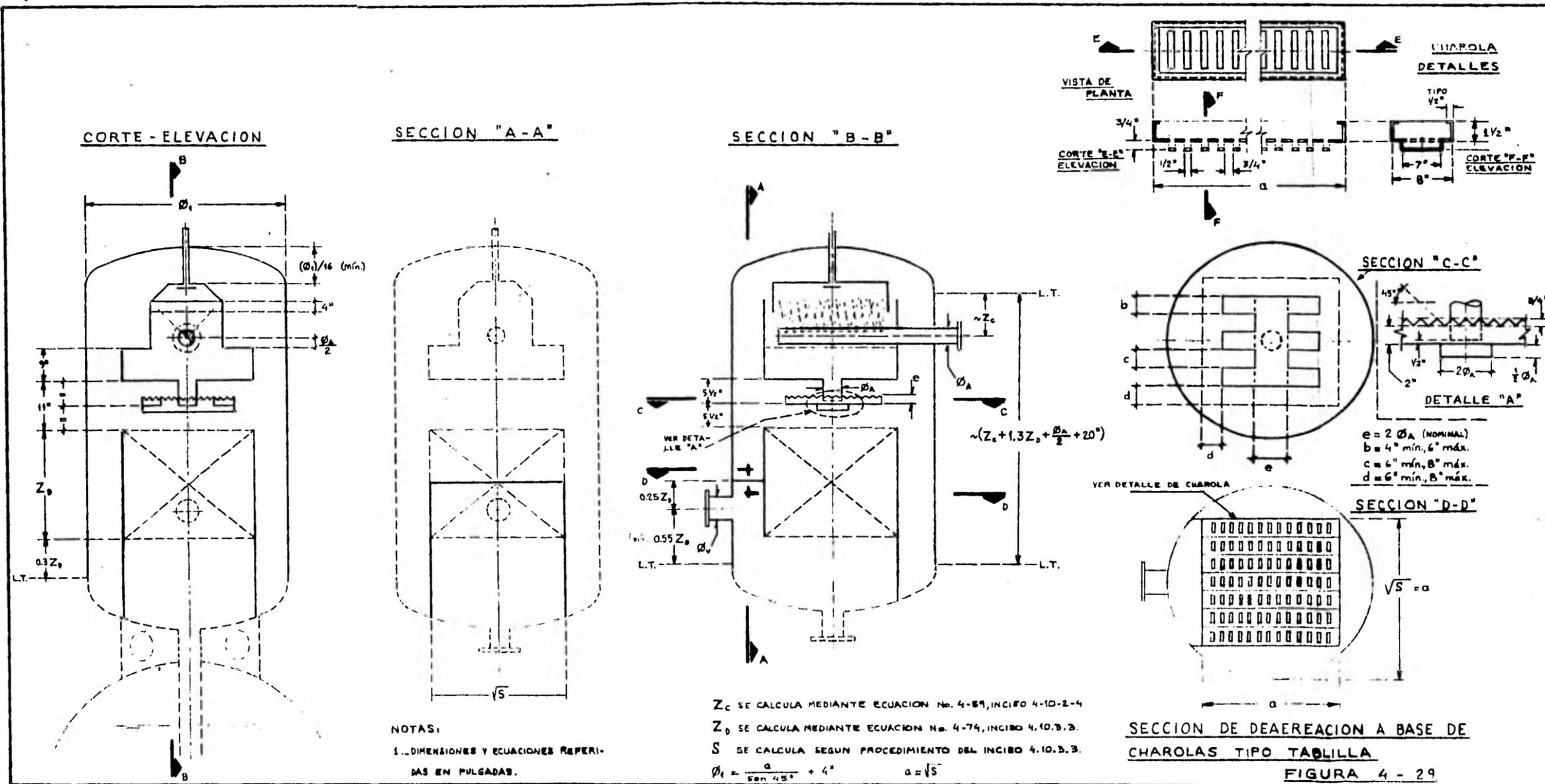


A	≤ 1.0-1.2	200,000-705,000
B	≤ 1.5-2.0	



A	≤ 2.5	705,000 a 1,200,000
---	-------	------------------------





ESENCIALMENTE, LA DIFERENCIA ENTRE AMBOS TIPOS DE PLATOS SÓLO CONSISTE EN LA FORMA QUE TIENEN, PERO LOS 2 REALIZAN EXACTAMENTE LA MISMA FUNCIÓN: DIVIDIR LO MÁS POSIBLE AL AGUA Y DARLE LA MAYOR ÁREA PARA SU CONTACTO CON EL VAPOR. DESDE LUEGO, LAS TABLILLAS SON MÁS COMPACTAS Y LOS PLATOS PERFORADOS OCUPAN MÁS ESPACIO, PERO LOS RENDIMIENTOS SON COMPLETAMENTE LOS MISMOS. ADEMÁS, POR LO GENERAL LAS TABLILLAS COMPONEN PAQUETES EN FORMA DE PARALELEPÍPEDO, MIENTRAS QUE LOS PLATOS PERFORADOS SON CIRCULARES Y FORMAN CILINDROS.

EN LA FIGURA 4-28 SE MUESTRAN LOS ARREGLOS POSIBLES DE TANQUES PARA DEAERADORES DE PLATOS, REPORTANDO LOS RENGOS TÍPICOS DE CAPACIDAD Y LA RELACIÓN H_D / ϕ_D DE LA COLUMNA DE DEAERACIÓN.

LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN CON CHAROLAS O TABLILLAS SE CALCULA SEGÚN LAS INDICACIONES CONTENIDAS EN LA FIGURA 4-29 Y SU TABLA DE ECUACIONES, MISMA QUE ESTA BASADA EN LAS EXPRESIONES OBTENIDAS EN EL INCISO 4.10.3.3.

LAS COLUMNAS A BASE DE PLATOS PERFORADOS SE CALCULAN SIGUIENDO LOS CRITERIOS ESTANDARES PARA EL DISEÑO DE TORRES DE DESTILACIÓN POR ETAPAS A GOTEO UTILIZANDO ESTE TIPO DE ELEMENTOS.

4.10.3.6. AGOTADOR DE ATOMIZACIÓN.

LOS DEAERADORES A BASE DE AGOTADORES DE ATOMIZACIÓN NO SON COMUNES EN LA ACTUALIDAD, DEBIDO QUIZÁS A LA POCA FLEXIBILIDAD QUE PROPORCIONABAN EN SU OPERACIÓN, A CAUSA DE QUE ADEMÁS DEL CALOR QUE EL VAPOR DEBE TRANSFERIR AL AGUA QUE SE DEAEREA, DEBE DISPONERSE SIEMPRE DE CIERTA CANTIDAD - DE ENERGÍA CINÉTICA DEL VAPOR PARA QUE SE MANTENGA LA ATOMIZACIÓN O "PULVERIZACIÓN" DEL AGUA EN SU CAÍDA AL INTERIOR -- DEL EQUIPO.

CUANDO ESTOS DEAERADORES OPERAN CON UN FLUJO DE AGUA DE ALIMENTACIÓN MUY BAJO O MUY ALTO, EL VAPOR DE ATOMIZACIÓN Y CALENTAMIENTO RESULTA EXCESIVO O DEFICIENTE, SEGÚN EL CASO, Y LA EFICIENCIA DE DEAERACIÓN SE SALE DE LAS ESPECIFICACIONES MÍNIMAS DE CALIDAD.

SÓLO COMO MEMORIA, VÉASE LA FIGURA 1-13 QUE --- MUESTRA A UN EQUIPO DE ATOMIZACIÓN, EN EL CUAL SE PUEDE DISTINGUIR LA TOLVA COLECTORA DE AGUA, EN FORMA CÓNICA, Y; LA - CHAROLA, CON RESORTE REGULABLE - Oponiéndose al vapor, DESDE DONDE SE ATOMIZA EL AGUA.

4.10.4. SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA.

LA SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA -- PUEDE ESTAR CONSTITUIDA YA SEA POR UN COMPARTIMIENTO DEL RECIPIENTE DONDE SE LLEVA A CABO LA DEAERACIÓN, O BIEN POR UN TANQUE DESTINADO EXCLUSIVAMENTE PARA RECIBIR EL AGUA DEAERADA; EN AMBOS CASOS EL ARREGLO PUEDE SER VERTICAL U HORIZONTAL.

LA DISPOSICIÓN DE LA SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DEPENDE DEL ARREGLO QUE SE DÉ A LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN, COMO SE VE EN LAS FIGURAS 4-18, 26 Y 28.

EN GENERAL, EL CRITERIO DE DISEÑO PARA LA SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO ES EL SIGUIENTE:

- A) LA CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO DEBE SER:
- MÍNIMA: 10 MINUTOS
 - MÁXIMA: 15 MINUTOS
- COMO TIEMPO DE RESIDENCIA AL FLUJO DE DISEÑO DEL EQUIPO.
- B) EN EL CASO DE UN TANQUE ALMACÉN HORIZONTAL, SE DEBE CUMPLIR QUE:
- LA RELACIÓN ALTURA DE LÍQUIDO A DIÁMETRO H_L / \emptyset :
 - MÍNIMA: $2/3$
 - MÁXIMA: $3/4$

- LA RELACIÓN LONGITUD PARTE RECTA A DIÁMETRO L/\emptyset :

- MÍNIMA: 2

- MÁXIMA: 3

EN EL CASO DE QUE LA SECCIÓN DE ALMACÉN DEBA ALOJARSE EN EL FONDO DE UN TANQUE VERTICAL, TANTO H_L / \emptyset COMO L/\emptyset DEBEN SER DE 1.00, CON UNA TOLERANCIA DE --- 20% MÁS O MENOS.

- c) LA LOCALIZACIÓN DEL NIVEL LÍMITE DE SOBRE-FLUJO DEBE REBASAR LA BANDA DE OPERACIÓN DEL CONTROLADOR DE NIVEL, --- 5 CM. POR EJEMPLO.

EN LAS FIGURAS DONDE APARECEN VISTAS DE CORTE PARA EL DISEÑO DE LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN SE INCLUYERON ESTOS --- CRITERIOS.

4.11. SELECCIÓN Y CÁLCULO DE TUBERÍAS, VÁLVULAS E INSTRUMENTOS INHERENTES AL DEAERADOR TÉRMICO.

EN ESTE INCISO SE PROVEEN LOS LINEAMIENTOS GENERALES PARA CALCULAR Y ESPECIFICAR LA TUBERÍA, VÁLVULAS E INSTRUMENTACIÓN QUE REQUIERE, COMO MÍNIMO, CUALQUIER EQUIPO DE DEAERACIÓN DE AGUA PARA ALIMENTACIÓN DE CALDERA. VÉASE EL CROQUIS No.

VALGA ACLARAR QUE EN NINGÚN CASO SE PUEDE PRECINDIR DE LA INSTRUMENTACIÓN QUE SE DESCRIBE EN SEGUIDA, DEBIDO A QUE TODO DEAERADOR TÉRMICO DEBE OPERAR AUTOMÁTICAMENTE EN ---

CUANTO A LA REGULACIÓN DE LA ALIMENTACIÓN DE AGUA Y VAPOR POR NIVEL Y PRESIÓN, RESPECTIVAMENTE.

4.11.1. TUBERÍA Y ACCESORIOS:

ALIMENTACIÓN DE AGUA FRÍA DE REPUESTO:

TUBERÍA DE ACERO AL CARBÓN COMERCIAL, CON LA CÉDULA REQUERIDA PARA LA PRESIÓN CON QUE OPERE LA LÍNEA (ANTES DE LA VÁLVULA CONTROLADORA), NORMALMENTE CÉDULA 40, CONEXIONES SOLDADAS A TOPE SI $\varnothing \geq 2$, O DE INSERTO SOLDABLE SI $\varnothing \leq 1 \frac{1}{2}$ ". EL DIÁMETRO PARA LA LÍNEA, CALCULADO PARA UNA VELOCIDAD DE 5 A 10 FT/S Y UNA ΔP NO MAYOR DE 5 PSI POR 100 FT DE TUBERÍA. ESTA TUBERÍA NO REQUIERE DE AISLAMIENTO TÉRMICO.

ALIMENTACIÓN DE RETORNO DE CONDENSADOS:

SIMILAR A LA ANTERIOR, EXCEPTO QUE ÉSTA SÍ REQUIERE DE AISLAMIENTO TÉRMICO.

SALIDA DE AGUA DEAERADA:

SIMILAR A LA ANTERIOR, CON AISLAMIENTO TÉRMICO, -- EXCEPTO QUE SU DIÁMETRO SE DEBE CALCULAR PARA UNA VELOCIDAD DE FLUJO DE 3 A 6 FT/S PARA OBTENER LA MÍNIMA ΔP POSIBLE Y LA MAYOR NPSH DISPONIBLE.

SALIDA DE AGUA DE SOBREFLUJO:

SIMILAR A LA DE ALIMENTACIÓN DE RETORNO DE CONDENSADOS. EL DIÁMETRO SERÁ EL MISMO DE LA BOQUILLA CORRESPONDIENTE EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL DEAFREADOR.

4.11.2. VÁLVULAS:

- ESTACIÓN DE CONTROL DE VAPOR:

SE COMPONE DE UNA VÁLVULA AUTOMÁTICA CONTROLADORA, CON BY-PASS, ES DECIR, VÁLVULAS DE CORTE PARA AISLAR LA VÁLVULA AUTOMÁTICA Y UNA VÁLVULA MODULANTE MANUAL PARA DERIVAR, NORMALMENTE CERRADA.

VÁLVULA AUTOMÁTICA CONTROLADORA:

TIPO MODULANTE POR PRESIÓN, CON ACTUADOR AUTOMÁTICO Y POSICIONADOR; NORMALMENTE ABIERTA.

VÁLVULA: TIPO AGUJA O MARIPOSA; ESTA ÚLTIMA SÓLO PARA GRANDES CAPACIDADES. -- CUERPO DE ACERO AL CARBÓN, EXTREMOS BRIDADOS. CON SELLO HERMÉTICO.

ACTUADOR: TIPO DIAFRAGMA-RESORTE, DE AC---
CIÓN DIRECTA. CON POSICIONADOR
NEUMÁTICO.

VÁLVULA MODULANTE MANUAL:

TIPO DE GLOBO O MARIPOSA; ESTA ÚLTIMA SÓLO PARA -
CAPACIDADES ALTAS. CUERPO DE ACERO AL CARBÓN, EXTREMOS BRI-
DADOS. CON SELLO HERMÉTICO.

VÁLVULAS DE CORTE:

TIPO MACHO O COMPUERTA. CUERPO DE ACERO AL CAR-
BÓN, EXTREMOS BRIDADOS. VÁSTAGO SALIENTE.

- ESTACIÓN DE CONTROL DE AGUA DE REPUESTO:

SIMILAR A LA ANTERIOR, EL CONTROL ES POR NI-
VEL DE AGUA EN EL TANQUE ALMACÉN DE AGUA DEAE
READA.

- VÁLVULA DE SOBRE-FLUJO:

TIPO DE CORTE AUTOMATIZADA "ON-OFF".

VÁLVULA: TIPO BOLA O MARIPOSA, SEGÚN -

SEA LA CAPACIDAD. CUERPO DE ACERO AL CARBÓN, EXTREMOS BRIDADOS, SELLO HERMÉTICO.

ACTUADOR: MOTOR ELÉCTRICO SI LA VÁLVULA ES DE BOLA; CILINDRO NEUMÁTICO DE DOBLE ACCIÓN SI LA VÁLVULA ES DE MARIPOSA. POSICIÓN DE VÁLVULA: NORMALMENTE CERRADA EN PRESENCIA DE ENERGÍA ELÉCTRICA, Y ABIERTA EN AUSENCIA DE ELLA.

NOTA: SI EL DEAERADOR NO CUENTA CON SIFÓN DE SEGURIDAD, O SI NO HAY DISPONIBILIDAD DE CARGAS ESENCIALES PARA EL DEAERADOR, PUEDE SER CONVENIENTE TENER UN ACTUADOR NEUMÁTICO DE DIAFRAGMA-RESORTE PARA POSICIÓN NORMALMENTE ABIERTA DE LA VÁLVULA.

- VÁLVULA DE PURGA DE VENTEO:

TIPO MODULANTE POR FLUJO, DE OPERACIÓN MANUAL. DE GLOBO, CUERPO DE ACERO INOXIDABLE, EXTREMOS BRIDADOS O ROSCADOS SEGÚN SEA EL DIÁMETRO.

LAS VÁLVULAS CONTROLADORAS MODULANTES QUE MANEJAN AGUA LÍQUIDA, INDEPENDIENTEMENTE DEL TIPO QUE SEAN, SE CALCULAN

LAN COMO SIGUE:

- C_v , COEFICIENTE DE FLUJO DE LA VÁLVULA, EN GPM:

$$C_v = Q \sqrt{\frac{S_g}{\Delta P}}$$

S_g = GRAVEDAD ESPECÍFICA A LA TEMPERATURA QUE CORRESPONDA.

ΔP = CAÍDA DE PRESIÓN DESEADA A TRAVÉS DE LA VÁLVULA, - EN PSI, PARA EL GASTO QUE SE CONSIDERE.

Q = GASTO, EN GPM. CONSIDÉRESE EL VALOR MÁXIMO Y EL NORMAL.

OBTÉNGASE EL C_v PARA LOS GASTOS MÁXIMO Y NORMAL.

- SELECCIONESE EL DIÁMETRO DE LA VÁLVULA, USANDO LAS TABLAS DE C_v DADAS POR EL FABRICANTE, ESPECÍFICAS PARA EL TIPO DE VÁLVULA QUE CORRESPONDA, Y OBSERVANDO LO SIGUIENTE:
 - C_v A 100 % DE APERTURA.- DEBE SER MAYOR QUE EL C_v CALCULADO PARA EL GASTO MÁXIMO.
 - % DE APERTURA A FLUJO MÁXIMO.- DEBE SER MENOR DE 100 % Y MAYOR DE 50.
 - % DE APERTURA A FLUJO NORMAL.- MÍNIMO 30%.

LAS VÁLVULAS MODULANTES PARA VAPOR SE CALCULAN MEDIANTE EL MISMO PROCEDIMIENTO PERO UTILIZANDO LA SIGUIENTE ECUACIÓN PARA EL C_v :

$$C_v = \frac{V_A}{63.3 \sqrt{\Delta P / \bar{V}}}$$

V_A = VAPOR DE ALIMENTACIÓN TOTAL AL DEAERADOR.-
LB/H.

ΔP = CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DE LA VÁLVULA, —
EN PSI, $p_0 - p_1$. SI p_1 ES MENOR DEL 50%
DE p_0 , TÓMESE $0.5 p_0$ COMO EL VALOR TANTO PA
RA ΔP COMO p_1 .

\bar{V} = VOLUMEN ESPECÍFICO DEL VAPOR A p_1 , FT³/LB

- VÁLVULA ROMPE-VACÍO:

SI EN UN MOMENTO DADO, LA VÁLVULA DE ALIMENTACIÓN DE AGUA AL DEAERADOR PERMANECE ABIERTA MIENTRAS QUE LA VÁLVULA DE VAPOR, POR ALGUNA RAZÓN, SE CIERRA, SE PRODUCE UNA CONDENSACIÓN CONSIDERABLE DE VAPOR Y EL RECIPIENTE SERÁ SOMETIDO A VACÍO. POR OTRA PARTE, ES VITAL QUE LA PRESIÓN MÁXIMA P — POR DEBAJO DE LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA NO REBASE EL VALOR PARA

EL QUE PUEDE RESISTIR EL EQUIPO.

DE CUALQUIER FORMA, LA VÁLVULA ROMPE-VACÍO DEBE -
DISEÑARSE DE TAL MANERA QUE SE GARANTICE LA ENTRADA DE UN VO-
LUMEN SUFICIENTE DE AIRE AL RECIPIENTE PARA QUE, CON SU PRE-
SIÓN PARCIAL, SE PROPORCIONE EN CUALQUIER MOMENTO UN VALOR -
TAL QUE LA PRESIÓN TOTAL INTERIOR NUNCA SEA INFERIOR A LA -
PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

DURANTE LA CONDENSACIÓN DE VAPOR, LA PRESIÓN EN -
EL RECIPIENTE CAE DE P_0 A P_{vac} , MIENTRAS QUE EL VOLUMEN ESPE-
CÍFICO DEL VAPOR CAE DE \bar{V} A \bar{V}_0 , LO QUE CORRESPONDE A LA -
CONDENSACIÓN DE UNA MASA DE VAPOR IGUAL A $V_T/(\bar{V} - \bar{V}_0)$, DON-
DE V_T ES EL VOLUMEN EN FT³ DE TODO EL DEAERADOR SUPUESTAMEN-
TE LLENO DE VAPOR A LA PRESIÓN P_0 Y A LA TEMPERATURA t_0 , AM-
BAS DE DEAERACIÓN NORMAL.

PARA ESTIMAR EL TIEMPO EN EL QUE EL AGUA DE REPUES-
TO FRÍA PROVOCA ESTA CONDENSACIÓN, HACEMOS LOS SIGUIENTES BA-
LANCES:

- MASA DE VAPOR CONDENSÁNDOSE:

$$M_V = V_T/(\bar{V} - \bar{V}_0)$$

- CALOR LIBERADO POR EL VAPOR CONDENSADO:

$$Q = \frac{V_T}{(\bar{V} - \bar{V}_0)} (\lambda + \Delta H_{ss})$$

ΔH_{ss} = CALOR DE SOBRE-SATURACIÓN.

- CALOR GANADO POR EL AGUA: BTU/H

$$Q = L \theta (t_{vac} - t_1)$$

L = FLUJO DE AGUA DE ALIMENTACIÓN, LB/H

t_1 = TEMPERATURA MÍNIMA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN, °F.

t_{vac} = TEMPERATURA CORRESPONDIENTE A LA PRESIÓN P_{vac} (saturación), °F.

IGUALANDO ESTAS 2 ÚLTIMAS ECUACIONES, DESPEJAMOS θ :

$$\theta = \frac{V_T (\lambda + \Delta H_{ss})}{L (t_{vac} - t_1) (\bar{V} - \bar{V}_0)}$$

LA VÁLVULA ROMPE-VACÍO DEBE PERMITIR, EN EL TIEMPO θ , LA INTRODUCCIÓN DE UN VOLUMEN DE AIRE V_T EN EL EQUIPO, CREANDO UNA PRESIÓN PARCIAL ΔP TAL QUE $\Delta P = P_{ATM} - P_{vac}$.

DEFINIENDO AHORA t_a COMO LA TEMPERATURA DEL AIRE CIRCUNDANTE, Y ρ_a COMO SU DENSIDAD, CUYO VALOR SE PUEDE ESTIMAR POR: (LB/FT³)

$$\rho_a = 0.0806 \cdot \left(\frac{273}{273 + t_a} \right)$$

APARTE, LA DENSIDAD DEL AIRE DEBE SER CORREGIDA POR EL EFECTO QUE SUFRE AL PASAR DE LAS CONDICIONES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA AMBIENTE P_a Y T_a , A LAS DE VACÍO EN EL INTERIOR DEL DEAERADOR P_{vac} Y T_{vac} EN P_{SIA} Y °F RESPECTIVAMENTE. EL SUBÍNDICE C INDICA ESTA CORRECCIÓN:

$$\rho_{ac} = \rho_N \frac{t_a}{t_{vac}} = 0.0806 \frac{460 + t_a}{460 + t_{vac}}, \text{ EN LB/FT}^3$$

LA MASA DE AIRE SECO QUE DEBERÁ ADMITIR LA VÁLVULA, BAJO CONDICIONES REALES, YA CONSIDERANDO EL EFECTO DE LA EXPANSIÓN POR EL VACÍO, SERÁ (LB/H):

$$M_{\text{AIRE}} = \frac{0.0806 V_T \cdot \Delta P \cdot (460 + t_a)}{\theta (460 + t_{vac})}$$

EN ft³, atm, °F, h.

$$\therefore M_{\text{AIRE}} = 0.0806 \cdot \Delta P \cdot \frac{(460 + t_a)}{(460 + t_{vac})} \cdot \frac{L(t_{vac} - t_i)(\bar{V} - \bar{V}_0)}{(\lambda + \Delta H_{SS})}$$

EL ORIFICIO DE LA VÁLVULA ROMPE-VACÍO DEBE SER TAL QUE, PARA EL FLUJO M_{AIRE} , LA PÉRDIDA DE CARGA OCASIONADA POR LA VÁLVULA NO SEA MAYOR QUE ΔP , ÉSTO ES $P_{\text{ATM}} - P_{\text{VAC}}$.

A TÍTULO INDICATIVO, TENEMOS QUE EL DIÁMETRO DE LA ROMPE-VACÍO ESTÁ DADO, EN PULG. POR:

$$\phi_{rv} = 0.00604 \sqrt{\frac{L (460 + t_a) (t_{vac} - t_i) (\bar{V} - \bar{V}_0) \Delta P \cdot \rho_{vac}}{(460 + t_{vac}) (\lambda + \Delta H_{SS})}}$$

PARA VÁLVULAS DEL TIPO DE RESORTE, EN ACERO AL CARBÓN.

5. EJEMPLO DE CALCULO DE INGENIERIA BASICA PARA EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA:

5.1. PLANTEAMIENTO:

SE REQUIERE UN EQUIPO DEAERADOR-CALENTADOR DE AGUA PARA ALIMENTACIÓN DE CALDERA, CON UN CAPACIDAD DE ENTREGA DE 500,000 LB/H. BAJO CONDICIONES ESTABLES DE OPERACIÓN EL 70% DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN AL DEAERADOR ES RETORNO DE CONDENSADOS DE BAJA PRESIÓN CUYO RANGO DE TEMPERATURA VA DE 70 A 95°C. EL RESTANTE 30% ES REPUESTO PROCEDENTE DE DESMINERALIZACIÓN, A UNA TEMPERATURA DE 15°C. (59°F).

EL RANGO DE FLUJO QUE DEBE TENER EL DEAERADOR ES DE 3 A 100 % DEL GASTO NOMINAL DE DISEÑO, EN LA INTELIGENCIA DE QUE LA APORTACIÓN MÁXIMA DE RETORNO DE CONDENSADOS ES 350,000 LB/H, MIENTRAS QUE EL REPUESTO O AGUA FRÍA SERÁ DE 400,000 LB/H MÁXIMA. ESTA ÚLTIMA CIFRA ESTÁ PREVISTA PARA AQUELLOS CASOS CUANDO NO SE PUEDEN RECUPERAR LOS CONDENSADOS DE VAPOR DEBIDO A CONTAMINACIÓN POR FUGA DE PRODUCTO EN CAMBIADORES DE CALOR.

SE DEBE DAR PREFERENCIA AL USO DE CONDENSADO PARA EL CONSUMO DEL DEAERADOR, POR LO QUE LA ADMISIÓN DE AGUA DE REPUESTO SERÁ COMO SE REQUIERA PARA SUMINISTRAR AGUA A LA CALDERA, USANDO PRIMERO CONDENSADOS.

EL VAPOR DE CALENTAMIENTO DISPONIBLE PARA EL DEAERADOR SERÁ DE 60 PSIG SATURADO SECO.

EL EQUIPO DEBE CALENTAR EL AGUA A LA TEMPERATURA - DE SATURACIÓN CORRESPONDIENTE A LA PRESIÓN DE VAPOR IMPERANTE DENTRO DEL DEAERADOR. LA PRESIÓN A LA QUE DEBE TRABAJAR EL DEAERADOR SERÁ DE 5 PSIG.

LA CONCENTRACIÓN DE OXÍGENO EN EL EFLUENTE DEAERADO NO DEBERÁ EXCEDER DE 0.005 ML/L, CONFORME A LA DETERMINACIÓN POR EL MÉTODO DE SCHWARTZ - GURNEY O LA PRUEBA DE WINKLER.

POR RECOMENDACIONES DEL FABRICANTE DE LA CALDERA A LA QUE DARÁ SERVICIO EL DEAERADOR, SE TIENE QUE ÉSTE DEBERÁ SER DE PLATOS Y CON TANQUES SEPARADOS PARA DEAERACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA, CONECTADOS ENTRE SÍ MEDIANTE BOQUILLAS BRIDADAS. EL TANQUE ALMACÉN DE AGUA DEAERADA DEBERÁ TENER UNA CAPACIDAD NO MENOR DE 10 MIN DE RETENCIÓN, REFERIDA AL GASTO NOMINAL DE DISEÑO.

LA CALDERA PRODUCIRÁ VAPOR DE 600 PSIG (42.2 KG/CM² MAN.) CON 200°F DE SOBRECALENTAMIENTO. LAS BOMBAS DE ALIMENTACIÓN DE AGUA A CALDERA TENDRÁN UN NPSH REQUERIDO DE FT C.A.

LAS INSTALACIONES SE LOCALIZAN EN UN PUNTO CERCAÑO A LAS COSTAS DEL GOLFO DE MÉXICO, A 18 M S.N.M.

LA APORTACIÓN DE AGUA FRÍA DE REPUESTO CONTENDRÁ O₂ Y N₂ DISUELTOS DEL CONTACTO CON EL AIRE, Y LA CONCENTRACIÓN ESPERADA DE CO₂ SERÁ DE 15 PPM. EL RETORNO DE CONDENSADOS CONTENDRÁ LAS CANTIDADES DE GASES EN EQUILIBRIO CON ATMÓSFERA DE AIRE.

5.2. SOLUCIÓN.

5.2.1. RESUMEN DE DATOS:

DEAERADOR TÉRMICO PARA AGUA DE ALIMENTACIÓN DE -
CALDERA, TIPO DE PLATOS, ARREGLO TIPO DOM DEAERADOR-TANQUE
ALMACÉN C/CONEXIONES BRIDADAS.

GASTO NOMINAL DE DISEÑO: 500,000 LB/H (227,000 KG/H).

RANGO DE FLUJO: 3 A 100 %

AGUA DE ALIMENTACIÓN AL DEAERADOR:

A) RETORNO DE CONDENSADOS:

GASTO MÁXIMO: 350,000 LB/H

APORTACIÓN BAJO CONDICIONES ESTABLES: 70%

APORTACIÓN MÍNIMA/MÁXIMA: 0/70%

TEMPERATURA: 158-203 °F (70 - 95 °C)

B) AGUA FRÍA DE REPUESTO:

GASTO MÁXIMO: 400,000 LB/H (181,600 KG/H)

APORTACIÓN BAJO CONDICIONES ESTABLES: 30%

APORTACIÓN MÍNIMA/MÁXIMA: 0/100 %

TEMPERATURA: 59 °F (15 °C)

VAPOR DE CALENTAMIENTO: 60 PSIG, SATURADO SECO.

PRESIÓN DE OPERACIÓN: 5 PSIG. (0.35 KG/CM²M.)

TEMPERATURA DE OPERACIÓN:

CONCENTRACIÓN DE O₂ RESIDUAL: 0.005 ML/L.

TIEMPO DE RETENCIÓN EN TANQUE ALMACÉN: 10 MIN. MÍNIMO.

NIVEL S.N.M. 59 FT (18 M)

NPSH REQUERIDO BOMBAS DE ALIMENTACIÓN AGUA A CALDERA: FT C.A.

5.2.2. CÁLCULOS:

5.2.2.1. BALANCES Y DETERMINACIÓN DE CARGAS:

5.2.2.1.A. BALANCE DE CALOR:

LAS CONDICIONES CRÍTICAS O DE MAYOR CARGA TÉRMICA,

SON:

- GASTO NOMINAL DE DISEÑO: 500,000 LB/H
 - APORTACIÓN MÁXIMA DE AGUA FRÍA DE REPUESTO: 400,000 LB/H
 - ÍDEM, TEMPERATURA: 59°F (15°C)
 - APORTACIÓN DE RETORNO DE CONDENSADOS: DE BALANCE MATERIAL.
 - ÍDEM, TEMPERATURA: 158°F (70°C)
- BASE GENERAL DE CÁLCULO: 1 HORA.

CASO 1).- 1 LB DE AGUA FRÍA DE REPUESTO A 15°C (59°F).

$$V_C(h_g - h_{fs}) = L_A(h_{fs} - h_{fA}) \quad (4-14)$$

CONDICIONES DE SUMINISTRO DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO:
TO:

- PRESIÓN: 60 Psig.
- CALIDAD: SATURADO SECO, 307.6 °F.

CONDICIONES PROMEDIO EN LA SECCIÓN INTERNA DE DEAE
REACCIÓN:

- PRESIÓN: 5 Psig.
- TEMPERATURA: 280 °F (52 °F DE SOBRESATURACIÓN).

$$\text{DATOS: } h_g|_{60^*} = 1181.9 \text{ BTU/LB}$$

$$h_g|_{5^*} = 1156.3 \text{ BTU/LB}$$

$$t_s|_{5^*} = 227.96 \text{ °F (108.87 °C)}$$

PARA LAS SUSTITUCIONES EN LA ECUACIÓN (4-14) SE TIENE:

$$h_g = 1181.9 \text{ BTU/LB}$$

$$h_{fs} = 196.27 \text{ BTU/LB}$$

$$h_{fA} = C_p (T_A - T_{REF}) = 1.00 \times (59 - 32) = 27 \text{ BTU/LB}$$

$$\therefore V_{Cr} = \frac{1.0(196.27 - 27.0)}{(1181.9 - 196.27)} = 0.172 \text{ LB}$$

CONSIDERANDO QUE LA PÉRDIDA DE CALOR POR RADIACIÓN ES DE 0.05 DE LA CARGA TÉRMICA, SE TIENE:

$$V_{C_r}' = \frac{V_{C_r}}{1. - .05} = 0.1808 \text{ LB}$$

CASO 2).- 1 LB DE RETORNO DE CONDENSADOS DE 158 °F (70 °C):

$$h_{f_A} = C_p (T_A - T_{REF}) = 1.0 \times (158 - 32) = 126 \text{ BTU/LB}$$

$$V_{C_r} = \frac{1.00 (196.27 - 126)}{(1181.9 - 196.27)} = 0.0713 \text{ LB}$$

$$V_{C_r}' = \frac{0.0713}{0.95} = 0.0750 \text{ LB}$$

CASO 3).- 1 LB DE RETORNO DE CONDENSADOS DE 203 °F (95 °C).

$$h_{f_A} = 1.0 \times (203 - 32) = 171 \text{ BTU/LB}$$

$$V_{C_r} = \frac{1.00 (196.27 - 171)}{(1181.9 - 196.27)} = 0.0256 \text{ LB}$$

$$V_{C_r}' = \frac{0.0256}{0.95} = 0.0270 \text{ LB}$$

5.2.2.1.B. BALANCE DE MATERIALES:

ECUACIÓN GENERAL DE BALANCE DE MATERIALES:

$$L_A + V_{C_r}' = L_S + g \quad (4-12)$$

DONDE:

$$L_A = \sum_{i=1}^n l_{A_i}$$

$$V_{C_r}' = \sum_{i=1}^n v_{C_{r_i}}' = \sum_{i=1}^n v_{C_{r_i}} l_{A_i}$$

$$g = \sum_{i=1}^n (x_{O_2 l_{A_i}} + x_{N_2 l_{A_i}} + x_{CO_2 l_{A_i}}) l_{A_i}$$

BASE DE CÁLCULO: 1 HORA.

$$L_s = 500,000 \text{ LB}$$

$$l_{A1} = 400,000 \text{ LB} = \text{APORTACIÓN DE AGUA FRÍA DE REPUESTO A } 59^\circ\text{F.}$$

$$l_{A2} = \quad = \text{APORTACIÓN DE RETORNO CONDENSADOS A } 158^\circ\text{F.}$$

$$V_{C1} = 0.1808 \cdot 400,000 = 72,320 \text{ LB} = \text{VAPOR CALENTAMIENTO PARA } l_{A1}.$$

$$V_{C2} = 0.0750 l_{A2} = \text{VAPOR CALENTAMIENTO PARA } l_{A2}.$$

$$g_1 = 51.11 \cdot 10^{-6} \cdot 400,000 = 20.4 \text{ LB} = \text{GASES INCONDENSABLES DE } l_{A1}.$$

$$g_2 = 14.97 \cdot 10^{-6} \cdot l_{A2} = \text{GASES INCONDENSABLES DE } l_{A2}.$$

SOLUBILIDADES DE GASES EN AGUA A:

1) 59°F , 5 Psig (1.34 ATM. ABS.).

$$X_{O_2} = 13 \text{ PPM.}$$

$$X_{N_2} = 23.11$$

$$X_{CO_2} = \frac{15}{51.11 \text{ PPM} = (X_{O_2 l_{A1}} + X_{N_2 l_{A1}} + X_{CO_2 l_{A1}})}$$

..

ii) 158 °F, 5 Psig.

$$X_{O_2} = 5 \text{ PPM.}$$

$$X_{N_2} = 9.4$$

$$X_{CO_2} = \frac{0.574}{14.974 \text{ PPM} = (X_{O_2} L_{A_2} + X_{N_2} L_{A_2} + X_{CO_2} L_{A_2})}$$

SUSTITUYENDO EN LA ECUACIÓN DE BALANCE:

$$(400,000 + L_{A_2}) (72,320 + 0.075 L_{A_2}) = 500,000 + (20.4 + 14.97 \times 10^{-6} L_{A_2})$$
$$472,320 + (1 + 0.075) L_{A_2} = 500,020.4 + (14.97 \cdot 10^{-6} L_{A_2})$$

$$\therefore L_{A_2} = \frac{500,020.4 - 472,320}{1.075 - 14.97 \times 10^{-6}} = 25,768.2 \text{ LB.}$$

$$V_{CO_2} = 0.075 \times 25768.2 = 1932.6 \text{ LB}$$

$$g_2 = 14.97 \cdot 10^{-6} \cdot 25768.2 = 0.386 \text{ LB}$$

RESUMEN DE RESULTADOS:

CORRIENTES DE ENTRADA:

L_{A_1} = AGUA FRÍA DE REPUESTO A 15 °C (59 °F)	400 000.0 LB
L_{A_2} = RETORNO DE CONDENSADOS A 70 °C (158 °F)	25 768.2
V_c = VAPOR DE CALENTAMIENTO: 72 320+1932.6	74 252.6
TOTAL:	<u>500 020.8</u>

CORRIENTES DE SALIDA:

L_s = AGUA DEAERADA:	500 000. LB
g = PURGA DE GASES INCONDENSABLES: 20.4+0.4	<u>20.8</u>
TOTAL:	500 020.8 LB

5.2.2.1.c. CÁLCULO DEL VAPOR DE ARRASTRE DE VENTEO:

- 1) CONCENTRACIÓN DE EQUILIBRIO A MÍNIMA SOLUBILIDAD PARA EL OXÍGENO:

$$Z_{\text{MIN O}_2} = m Z_{R_{\text{O}_2}} (\Delta T_w + n) \quad (4-19)$$

PARA LOS DEAERADORES DE PLATOS, SE TIENE:

$$m = 0,0028$$

$$n = 164$$

CONCENTRACIÓN RESIDUAL DE O_2 ESPECIFICADA PARA EL AGUA DEAERADA:

$$Z_{R_{\text{O}_2}} = 1,43 \times 0,005 \text{ ML/L} = 0,00715 \text{ MG/LT Ó PPM.}$$

RANGO DE TEMPERATURA EN EL DEAERADOR:

$$\Delta T_w = T_w - T_{w_0}$$

$$\Delta T_w = 227.96 - 65.0 = 162.96 \text{ } ^\circ\text{F} (72.75 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$T_{w_0} = \frac{400 \times 59 + 25.77 \times 158}{425.77} = 65.0 \text{ } ^\circ\text{F} (18.33 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$\begin{aligned} \therefore Z_{\text{MINO}_2} &= 0.0028 \times 0.00715 (90.57 + 164) \\ &= 0.0051 \text{ MG/L} \end{aligned}$$

- 2) CONCENTRACIÓN A MÁXIMA SOLUBILIDAD DE OXÍGENO, -
BAJO ATMÓSFERA DE O₂ PURO, A LA TEMPERATURA DE -
DEAERACIÓN:

$$S_{\text{O}_2} \Big|_{110 \text{ } ^\circ\text{C}} = 24.0 \text{ MG/L}$$

- 3) PRESIÓN PARCIAL DEL OXÍGENO: (ATM)

$$\begin{aligned} \bar{P}_{\text{O}_2} &= \frac{4 Z_{\text{MINO}_2}}{S_{\text{O}_2}} = \frac{4 \times 0.0051 \text{ mg/l}}{24.0 \text{ mg/l}} \quad (4-24) \\ &= 0.00085 \text{ atm} \end{aligned}$$

- 4) PRESIÓN PARCIAL DE LA MEZCLA DE GASES INCONDENSABLES:

$$\begin{aligned} \bar{P}_g &= \sum_{i=1}^n \bar{P}_i = \\ &= \bar{P}_{\text{O}_2} \left(1 + \frac{32}{28} \frac{Z_{\text{N}_2}}{Z_{\text{O}_2}} + \frac{32}{44} \frac{Z_{\text{CO}_2}}{Z_{\text{O}_2}} \right) \quad (4-30) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\therefore \bar{P}_g &= 0.00085 \left(1 + \frac{32 \times 23.11}{28 \times 13} + \frac{32 \times 15}{44 \times 13} \right) \\ &= 0.003289 \text{ ATM.}\end{aligned}$$

5) VAPOR DE ARRASTRE DE VENTEO, v_a :

$$\begin{aligned}v_a &= 18 L_A \frac{P_p - \bar{P}_g}{\bar{P}_g} \left(\frac{Z_{O_2}}{32} + \frac{Z_{N_2}}{28} + \frac{Z_{CO_2}}{44} \right) (440A) \\ &= 18 \times 425,768.2 \times \left(\frac{134 - 0.003289}{0.003289} \right) \left(\frac{13}{32} + \frac{234}{28} + \frac{15}{44} \right) \times 10^{-6} \\ &= 18 \times 425,768.2 \times 406.42 \times 1.57251 \times 10^{-6} \\ &= 4897.7 \text{ LB}\end{aligned}$$

5.2.2.2. DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO Y ELEMENTOS INTERNOS:

5.2.2.2.1. CRITERIO DE DISEÑO:

DADO QUE EL TIPO DE ELEMENTO QUE SE EMPLEE EN LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN, ES EL QUE FIJA LOS TIPOS DE ELEMENTOS PARA LAS DEMÁS SECCIONES DEL EQUIPO, Y PROCURANDO QUE EL APARATO ESTÉ FORMADO POR LOS ELEMENTOS MÁS ADECUADOS Y VENTAJOSO

SOS PARA EL TRABAJO PREVISTO, SE TIENE:

1. SECCIÓN DE DEAERACIÓN.- SE EMPLEARÁ UNA COLUMNA DE PLATOS A BASE DE TABLILLAS, A CONTRACORRIENTE, POR SUS VENTAJAS DE FORMAR UN EQUIPO MUY COMPACTO Y AÚN CON POSIBILIDAD DE INCREMENTAR SU CAPACIDAD EN UN FUTURO DETERMINADO. EL COMPARTIMIENTO DE CHAROLAS ESTARÁ SEPARADO DE LA CÁMARA DE CONDENSACIÓN DE VENTEO MEDIANTE UN PLATO COLECTOR DISTRIBUIDOR CON SELLO.
2. SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN DE AGUA.- SE DEBERÁN USAR VÁLVULAS O ESPREAS ROCIADORAS, ORIENTADAS VERTICALMENTE HACIA ARRIBA PARA APROVECHAR EL ROCIADO EN LA CONDENSACIÓN DE VENTEO. LAS ESPREAS SE INSTALARÁN EN TUBOS RAMALES PARALELOS, CONECTADOS ÉSTOS EN UN MANIFOLD INTERNO. ESTA SELECCIÓN OBEDECE A LA FORMA DEL COMPARTIMIENTO DE CHAROLAS Y AL HECHO DE QUE EL PLATO DIVISOR ENTRE ESTA SECCIÓN Y LA DE DEAERACIÓN, COLECTA Y REDISTRIBUYE EL AGUA A LAS CHAROLAS.
3. SECCIÓN DE CONDENSACIÓN DE VENTEO.- SERÁ DE CONTACTO DIRECTO, EN FORMA DE CÁMARAS RECTANGULARES GEMELAS. LA COLECCIÓN DE EXTRACCIÓN DE VENTEO SERÁ CENTRALIZADA MEDIANTE MAMPARAS Y TUBERÍA.

4. SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DE AGUA.- SEPARADA DEL DOMO DEAERADOR, EN TANQUE HORIZONTAL Y SIN DISPOSITIVOS DE BURBUJEO DE VAPOR DE POSTCALENTAMIENTO.

5.2.2.2.2. SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN DE AGUA.- ESPREAS EN RAMIFICACIÓN.

NÚMERO DE ESPREAS:

- ESPREA GRANDE TIPO "C" :
- GASTO DE DISEÑO: 500 000 LB/H \approx 227 M³/H.
- GASTO UNITARIO DE DISEÑO DE LA ESPREA "C": 113 GPM (25.66 M³/H)

$$N_e = \frac{Q_o}{q_p} = \frac{227}{25.66} = 8.8$$

SE REQUIEREN 10 ESPREAS TIPO "C"

GASTO TOTAL DEL DEAERADOR:	LB/H. 10 ³	500.0	425.8	400.0	350.0
	M ³ /H	227	193.3	181.6	159.0
CAÍDA DE PRESIÓN A APERTURA MEDIA:	PSI	4.25	3.9	3.25	2.5
	Kg/cm ²	0.30	0.27	0.23	0.17

GRÁFICA 48.

- DIÁMETRO DE RAMALES: (2 RAMALES)

$$q = \frac{Q_D}{2} = \frac{227}{2} = 113.5 \text{ m}^3/\text{h} \quad (500 \text{ gpm})$$

$$u = 6 \text{ ft/s}$$

$$\phi = 6''$$

$$u_c = 5.55 \text{ ft/s}$$

TABLA B-14 CRANE.

$$\Delta P_{100} = 0.72 \text{ Psi/100 ft tubería.}$$

- DIÁMETRO DE CABEZAL (MANIFOLD) INTERNO:

$$Q = 227 \text{ m}^3/\text{h} = 1000 \text{ gpm}$$

$$u = 6 \text{ ft/s}$$

$$\phi = 10''$$

$$u_c = 4.07 \text{ ft/s}$$

$$\Delta P_{100} = 0.218 \text{ Psi/100 ft/tubería.}$$

- DIÁMETRO BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN DE AGUA:

$$\phi = 10'' \quad (254 \text{ mm})$$

LAS DEMÁS DIMENSIONES Y COTAS: LONGITUD DE CABEZAL Y RAMALES, UBICACIÓN DE ESPREAS, ETC. SERÁN DEFINIDOS EN FUNCIÓN DE LAS DIMENSIONES DE PLANTA DEL COMPARTIMIENTO DE PLANTOS.

NOTA: AL EMPLEAR EL VALOR DE 500 LB/H DE AGUA DE ALIMENTACIÓN, YA TENEMOS UN FACTOR DE DISEÑO DE 1.17 SOBRE LAS CONDICIONES REALES DE OPERACIÓN BAJO CONDICIONES DE MÁXIMO FLUJO DE AGUA (425.8 LB/H.).

5.2.2.2.3. SECCIÓN DE CONDENSACIÓN DE VENTEO.

CONDENSADOR POR CONTACTO DIRECTO TIPO RECTANGULAR-INTERNO EN EL EQUIPO DEAERADOR:

BALANCE DE MATERIALES: (BASE DE CÁLCULO: 1 HORA).

$$L_{1A} + v_{a2} + g = L_{1s} + v_{a1} + g + m_{c1} \quad (4-48)$$

$$v_{a2} = v_a = 18 L_A \frac{P_D - \bar{P}_g}{\bar{P}_g} \left(\frac{Z_{O_2}}{32} + \frac{Z_{N_2}}{28} + \frac{Z_{CO_2}}{44} \right)$$

$$= 4897.7 \text{ lb}$$

$$g = \sum_{i=1}^n l_{A_i} (Z_{O_2} l_{A_i} + Z_{N_2} l_{A_i} + Z_{CO_2} l_{A_i}) \quad (11-117A)$$

$$= 20.8 \text{ lb}$$

$$L_{1A} = L_A = 425\,768.2 \text{ LB}$$

$$L_{1s} = L_{1A} + v_{a2} - m_{c1} - v_{a1}$$

$$v_{a1} = \frac{g}{0.05} = 416 \text{ LB}$$

$$V_s = v_{a1} + g = 416 + 20.8 = 436.8 \text{ LB}$$

$$m_{c1} = (v_{a2} - v_{a1}) \left[1 - \frac{h_c|^{P_{ENT}} - h_c|^{P_{SAL}}}{h_{v_{SAL}} - h_c|^{P_{SAL}}} \right]$$

(4-50A)

$$h_c|^{P_{ENT}} = h_{fs}|^{5\#} = 196.27 \text{ BTU/LB}, t_s^{5\#} = 227.96^\circ\text{F}$$

$$h_c|^{P_{SAL}} = h_{fs}|^{2\#} = 187.66 \text{ BTU/LB}, t_s^{2\#} = 219.44^\circ\text{F}$$

$$h_{v_{SAL}} = h_g|^{2\#} = 1,153.2 \text{ BTU/LB.}$$

SE ESTÁ CONSIDERANDO UNA ΔP DE 3 PSI EN EL CONDENSADOR DE VENTEO.

$$m_{c_1} = (4897.7 - 416) \left[1 - \frac{196.27 - 187.66}{1153.2 - 187.66} \right] =$$
$$= 4481.7 \times 0.99108 = 4441.7 \text{ LB}$$

$$L_{1s} = 425768.2 + 4897.7 - 4441.7 - 416 =$$
$$= 425808.2 \text{ LB}$$

RESUMEN DE RESULTADOS:

CORRIENTES DE ENTRADA:

$$L_{1A} = 425768.2 \text{ LB}$$

$$V_{a_2} = 4897.7$$

$$g = \frac{20.8}{430686.7}$$

CORRIENTES DE SALIDA:

$$L_{1s} = 425\,808.2$$

$$V_{a1} = 416.0$$

$$g = 20.8$$

$$m_{c1} = \underline{4\,441.7}$$

$$430\,686.7$$

NOTA: LAS CONDICIONES DE HUMEDAD DEL VAPOR DE ARRASTRE FINAL V_{a1} SE CALCULAN COMO SIGUE:

$$Y = \frac{V_{a2} - m_{c1} - V_{a1}}{V_{a1}} \times 100 = \frac{456 - 416}{416} \times 100 = 9.62\%$$

BALANCE DE CALOR: (BASE DE CÁLCULO: 1 H).

CALOR CEDIDO POR LA MEZCLA DE VENTEO:

$$Q = m_{c1} \lambda_v + (m_{c1} + g c_{p_g}) \Delta t_v \quad (451)$$

$$m_{c1} = 4441.7 \text{ LB}$$

$$\lambda_v \Big|_{9.5\%} = 963.7 \text{ BTU/LB}$$

$$g = 20.8 \text{ LB}$$

$$\tilde{C}_{P_{O_2}} = 8.27 + 0.000258T - 187700/T^2 \quad (T=110^\circ C = 383^\circ K)$$

$$= 9.648 \text{ BTU/}^\circ\text{F}\cdot\text{LB MOL}$$

$$C_{P_{O_2}} = \frac{9.648 \text{ BTU/}^\circ\text{F}\cdot\text{LB MOL}}{32 \text{ LB/LB MOL}} = 0.3015 \text{ BTU/}^\circ\text{F}\cdot\text{LB}$$

$$\tilde{C}_{P_{N_2}} = 6.50 + 0.00100\cdot T = 6.883 \text{ BTU/}^\circ\text{F}\cdot\text{LB-MOL}$$

$$C_{P_{N_2}} = \frac{6.883}{28} = 0.2458 \text{ BTU/}^\circ\text{F}\cdot\text{LB}$$

$$\tilde{C}_{P_{CO_2}} = 10.34 + 0.00274\cdot T - 195500/T^2$$

$$= 12.7222 \text{ BTU/}^\circ\text{F}\cdot\text{LB-MOL}$$

$$C_{P_{CO_2}} = \frac{12.7222}{44} = 0.2891 \text{ BTU/}^\circ\text{F}\cdot\text{LB}$$

$$C_{P_g} = \frac{C_{P_{O_2}} Z_{O_2} + C_{P_{N_2}} Z_{N_2} + C_{P_{CO_2}} Z_{CO_2}}{Z_{O_2} + Z_{N_2} + Z_{CO_2}} \quad (4-52)$$

$$= \frac{(0.3015 \times 13) + (0.2458 \times 23.1) + (0.2891 \times 15)}{51.11}$$

$$= 0.2727 \text{ BTU/}^\circ\text{F}\cdot\text{LB}$$

$$\Delta t_v = (t_s^{5*} - t_s^{2*}) = (227.96 - 219.44) =$$

$$= 8.52 \text{ oF } (4.73 \text{ oC})$$

$$Q = 4441.7 \times 963.7 + (4441.7 + 20.8) \cdot 0.2727 \cdot 8.52 =$$

$$= 4,318,357.8 \text{ BTU}$$

CALOR ABSORBIDO POR EL AGUA A DEAREAR DE ALIMENTACION AL CONDENSADOR:

$$Q = L_A C_{PL} (t_2 - t_1)$$

$$Q = 4,318,357.8 \text{ BTU}$$

$$L_A = 425,768.2 \text{ LB}$$

$$C_{PL} = 1.00 \text{ BTU/ oF. LB}$$

$$t_1 = t_{w_o} = 18.33 \text{ oC} = 65.0 \text{ oF}$$

$$\Delta t_L = \frac{Q}{L_A C_{PL}} = \frac{4,318,357.8}{425,768.2 \times 1.0} = 10.142 \text{ oF}$$

$$= 75.14 \text{ oF } (23.97 \text{ oC})$$

EL GRADIENTE REAL SERÁ:

$$\Delta t'_L = 0.95 \Delta t_L = 9.635^\circ\text{F} (5.35^\circ\text{C})$$

$$\therefore t'_2 = 74.63^\circ\text{F} (23.68^\circ\text{C})$$

$$\therefore Q' = 0.95 Q = 4\,102\,439.9 \text{ BTU}$$

DISEÑO DE LAS CÁMARAS DE CONDENSACIÓN:

- ÁREA TRANSVERSAL AL FLUJO, S:

SERÁ LA QUE DÉ LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN:

$$S = 42.58 \text{ FT}^2 \text{ (VER CÁLCULOS MÁS ADELANTE).}$$

- ALTURA DE CONDENSACIÓN:

$$Z_c = H_G N_G = \frac{\bar{V}}{S k_y a} \int \frac{dH_v}{(H_v - H_i)} \quad (4-59)$$

$$\bar{V} = \left(\frac{v_{a2} - v_{a1}}{2} \right) + g = \left(\frac{4897.7 + 496}{2} \right) + 20.8$$

$$= 2,717.65 \text{ lb}$$

$$k_y a = 5.0 \text{ lb/h. fracción masa} \cdot \text{ft}^3$$

$$H_G = \frac{\bar{V}}{S k_y a} = \frac{2717.65}{42.58 \times 5.0} = 12.765 \text{ ft}$$

$$H_v = h_{a2} y_{a2} + h_{v2} y_{v2}$$

$$y_{aA} = \frac{g}{v_{a2} + g}$$

$$y_{vA} = \frac{v_{a2}}{v_{a2} + g} = 1 - y_{aA}$$

$$y_{aB} = \frac{g}{v_{a1} + g}$$

$$y_{vB} = \frac{v_{a1}}{v_{a1} + g} = 1 - y_{aB}$$

$$h_{aA} = (0.24 + 0.46 y_{vA}) T_A + 960.1 y_{vA}$$

$$h_{aB} = (0.24 + 0.46 y_{vB}) T_B + 965.6 y_{vB}$$

$$T_A = t_s^{5*} = 227.96 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_B = t_s^{2*} = 219.44 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_{vA} = h_g^{5*} = 1156.3 \text{ BTU/lb}$$

$$h_{vB} = h_g^{2*} = 1153.2 \text{ BTU/lb}$$

$$y_{aA} = \frac{20.8}{4897.7 + 20.8} = 0.00423$$

$$y_{aB} = \frac{20.8}{496 + 20.8} = 0.04025$$

$$g = 20.8$$

$$v_{a2} = 4897.7$$

$$v_{a1} = 496.0$$

$$h_{aA} = (0.24 + 0.46 \times 0.99577) 227.96 + 960.1 \times 0.99577 = 1115.167 \text{ BTU/lb}$$

$$h_{aB} = (0.24 + 0.46 \times 0.95975) 219.44 + 965.6 \times 0.95975 = 1076.280 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{vA} = h_{aA} y_{aA} + h_{vA} y_{vA}$$

$$= 1115.167 \times 0.00423 + 1156.3 \times 0.99577 = 1156.126 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{vB} = h_{aB} y_{aB} + h_{vB} y_{vB}$$

$$= 1076.28 \times 0.04025 + 1153.2 \times 0.95975 = 1150.104 \text{ BTU/lb}$$

$$H_i = h_a(1 - y_s) + h_v y_s$$

$$\tilde{y}_{s_j} = \frac{1}{1 + \left(\frac{R_v}{R_a} \frac{P_{a_j}}{P_{d_j} - P_{a_j}} \right)}$$

$$y_{s_j} = \frac{18 \tilde{y}_{s_j}}{18 \tilde{y}_{s_j} + 29(1 - \tilde{y}_{s_j})}$$

$R_v = 4.549 \times 10^{-3} \text{ atm}\cdot\text{lt}/^\circ\text{K}\cdot\text{g}\cdot\text{mol}$ (Const. ante relativa de la ley de las Gases para cada fluido).

$R_a = 2.829 \times 10^{-3} \text{ atm}\cdot\text{lt}/^\circ\text{K}\cdot\text{g}\cdot\text{mol}$

$$P_{dA} = 5 \text{ Psig} = 1.3401 \text{ atm}$$

$$P_{dB} = 2 \text{ Psig} = 1.136 \text{ atm}$$

$$(x_{\text{aire}})_A = 26.58 \times 10^{-6} \text{ lb aire/lb H}_2\text{O @ } 59^\circ\text{F}$$

$$(\tilde{x}_{\text{aire}})_A = 16.50 \times 10^{-6} \text{ lb mol aire/lb mol H}_2\text{O}$$

$$(x_{\text{aire}})_B = 22.48 \times 10^{-6} \text{ lb aire/lb H}_2\text{O @ } 75^\circ\text{F}$$

$$(\tilde{x}_{\text{aire}})_B = 13.95 \times 10^{-6} \text{ lb mol aire/lb mol H}_2\text{O}$$

$$(H_{\text{aire}})_A = 6.00 \times 10^4 \text{ atm/fracción mol @ } 59^\circ\text{F}$$

$$(H_{\text{aire}})_B = 7.05 \times 10^4 \text{ atm/fracción mol @ } 75^\circ\text{F}$$

$$(p_a)_A = 16.50 \times 6.00 \times 10^{-2} = 0.99 \text{ atm}$$

$$(p_a)_B = 13.95 \times 7.05 \times 10^{-2} = 0.98 \text{ atm}$$

$$\tilde{y}_{sA} = \frac{1}{1 + \left(\frac{4.549}{2.829} \cdot \frac{0.99}{1.34 - 0.99} \right)} = 0.1803 \text{ lb mol H}_2\text{O/lb mol venteo}$$

$$\tilde{y}_{sB} = \frac{1}{1 + \left(\frac{4.549}{2.829} \cdot \frac{0.98}{1.136 - 0.98} \right)} = 0.0901 \text{ lb mol H}_2\text{O/lb mol venteo}$$

$$y_{sA} = \frac{18 \times 0.1803}{(18 \times 0.1803) + (29 \times (1 - 0.1803))} = 0.1201 \text{ lb H}_2\text{O/lb venteo}$$

$$y_{sB} = \frac{18 \times 0.0901}{(18 \times 0.0901) + (29 \times (1 - 0.0901))} = 0.0579 \text{ lb H}_2\text{O/lb venteo}$$

$$H_{iA} = 1115.2 \times (1 - 0.1201) + 1156.3 \times 0.1201 = 1120.14 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{iB} = 1076.3 \times (1 - 0.0579) + 1153.2 \times 0.0579 = 1080.75 \text{ BTU/lb}$$

CÁLCULO DE LAS CONCENTRACIONES DE EQUILIBRIO DEL AIRE:

BRIO DEL AIRE:

A). TEMPERATURA = 59 of (15°C).

$$\underline{x}_{\text{aire}} = 20.55 \text{ cm}^3/\text{lt} \quad (\text{TABLA, PÁG.17-PERMUTIT}).$$

$$x_{\text{aire}} = 1.29349 \times 20.55 = 26.58 \text{ ppm}$$

$$\rho_{\text{aire}} = 1.29349 \text{ g/lt @ } 0^\circ\text{C, 1 atm} \quad (\text{PÁG.887 DEGRÉMONT}).$$

$$\tilde{x}_{\text{aire}} = 26.58 \times 10^{-6} \frac{\text{lb aire}}{\text{lb H}_2\text{O}} \times \frac{18 \text{ lb/lb mol}}{29 \text{ lb/lb mol}} = 16.50 \times 10^{-6} \frac{\text{lb mol Aire}}{\text{lb mol H}_2\text{O}}$$

B). TEMPERATURA = 75 of (24 °C).

$$\underline{x}_{\text{aire}} = 17.38 \text{ cm}^3/\text{lt} \quad (\text{TABLA, PÁG.17-PERMUTIT}).$$

$$x_{\text{aire}} = 1.29349 \times 17.38 = 22.48 \text{ ppm}$$

$$\tilde{x}_{\text{aire}} = 22.48 \times \frac{18}{29} = 13.95 \times 10^{-6} \frac{\text{lb mol aire}}{\text{lb mol H}_2\text{O}}$$

T A B L A 5-1.

CALCULO DE LA INTEGRAL $\int \frac{dH_v}{H_v - H_i}$ PARA LA SECCION DE CONDENSACION DE VENDEO.

T °C	$\frac{Y_s}{\text{LB H}_2\text{O}} / \text{LB VENDEO}$	h_a BTU/LB	h_v BTU/LB	H_v BTU/LB	H_i BTU/LB	$\frac{1}{(H_v - H_i)}$	$\frac{dH_v}{(H_v - H_i)}$
15	0.1201	1115.2	1156.3	1156.1	1120.14	0.0278	0.0185
16	0.1132	1110.9	1155.9	1155.43	1115.99	0.0253	0.0169
17	0.1063	1106.5	1155.6	1154.77	1111.72	0.0232	0.0155
18	0.0994	1102.2	1155.3	1154.10	1107.48	0.0214	0.0143
19	0.0924	1097.9	1154.9	1153.43	1103.17	0.0199	0.0133
20	0.0855	1093.6	1154.6	1152.77	1098.82	0.0185	0.0123
21	0.0786	1089.3	1154.2	1152.10	1094.40	0.0173	0.0115
22	0.0717	1084.9	1153.9	1151.43	1089.85	0.0162	0.0108
23	0.0648	1080.6	1153.5	1150.77	1085.32	0.0153	0.0102
24	0.0579	1076.3	1153.2	1150.1	1080.75	0.0144	0.0096

$$dH_v = \frac{2}{9}$$

$$0.13303 = N_G$$

$$\begin{aligned}\therefore Z_{\text{CONDENS.}} &= H_G N_G = \\ &= 12.765 \times 0.13303 = 1.698 \text{ FT} \\ &= 20.377'' = 517.6 \text{ MM}\end{aligned}$$

- DIÁMETRO DE LA BOQUILLA Y TUBERÍA DE PURGA DE VENTEO.

$$W = v_{a_1} = 416.0 \text{ lb/h}$$

$$\bar{V} = \bar{V}_{\text{sat.}}^{2.5 \text{ psig}} = 22.168 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$U_v = 6000 \text{ ft/min}$$

$$\phi_v = \sqrt{\frac{3.06 W \bar{V}}{U_v}} = \sqrt{\frac{3.06 \times 416 \times 22.168}{6000}} = 2.17''$$

$$\therefore \phi_v^{\text{com}} = 3'' \quad (\text{comercial})$$

PARA ADMITIR UN 20% MÁS DE CAPACIDAD ESTE DIÁMETRO SERÍA: 2.377''.

- COLECTOR-REDISTRIBUIDOR CON SELLO PARA LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN:

DE LA FIGURA 4-29 SE TIENE:

$$a = \sqrt{S} = \sqrt{42.58 \text{ ft}^2} = 78.3''$$

ENCONTRAMOS QUE $\alpha = 80^\circ$, Y SEGÚN LAS RECOMEN-

DACIONES PARA DIMENSIONAR B Y C:

$$b = 8''$$

$$c = 6''$$

$$e = 2 \phi_A = 16''$$

- PASO DE VAPOR, X (ADMISIÓN A LA CÁMARA DE CONDENSACIÓN):

VAPOR DE ARRASTRE Y GASES INCONDENSABLES A LA ENTRADA:

$$W_x = v_{a_2} + g = 4,897.7 + 20.8 = \\ = 4,918.5 \text{ lb/h}$$

$$a = 80.0 \text{ ''}$$

$$\bar{V} = 22.168 \text{ FT}^3/\text{LB}$$

$$U_x = 3000 \text{ FT}/\text{MIN}$$

$$X = \frac{2.4 W_x \cdot \bar{V}}{a \cdot U_x} = \frac{2.4 \times 4918.5 \times 22.168}{80.0 \times 3000} = \\ = 1.09 \text{ ''}$$

APLICANDO EL FACTOR DE DISEÑO DE 1.2 :

$$X_D = 1.31 \text{ ''} \quad \text{UTILÍZENSE } 1 \frac{1}{2} \text{ ''}.$$

5.2.2.2.4. SECCIÓN DE DEAERACIÓN.

COLUMNA DE PLATOS A BASE DE TABLILLAS, CON FLUJO A CONTRA-CORRIENTE.

BALANCE DE MATERIALES:

(BASE DE CÁLCULO = 1 HORA).

$$L_{2A} + V_A = L_{2S} + v_{a2} + g + m_{c2} \quad (4-65)$$

$$\begin{aligned} L_{2A} &= L_{1S} + m_{c1} = \\ &= 425\ 808.2 + 4\ 441.7 = \\ &= 430\ 249.9 \text{ LB} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_A &= V_c + v_{a1} = \\ &= 74\ 252.6 + 416. = \\ &= 74\ 668.6 \text{ LB} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_c' &= V_A - v_{a2} = \\ &= 69\ 770.9 \text{ LB} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_{2S} &= L_{2A} - g = \\ &= 430\ 249.9 - 20.8 = \\ &= 430\ 229.1 \end{aligned}$$

$$v_{a2} = 4897.7 \text{ LB}$$

$$g = 20.8 \text{ LB}$$

$$m_{c2} = V_c' = 69\ 770.9 \text{ LB}$$

$$V_c = V_c' + v_{a3}$$

$$V_A = V_c + v_{a1}$$

v_{a2} = vapor no condensado saliendo de la sección de deaeración.

V_c' = vapor de calentamiento utilizado exclusivamente en la sección de deaeración.

CORRIENTES DE ENTRADA:

$$\begin{array}{r} L_{2A} = 430\ 249.9\ \text{lb} \\ V_A = 74\ 668.6 \\ \hline 504\ 918.5 \end{array}$$

CORRIENTES DE SALIDA:

$$\begin{array}{r} L_{2S} = 430\ 229.1\ \text{lb} \\ V_{a_2} = 4\ 897.7 \\ g = 20.8 \\ m_{c_2} = 69\ 354.9 \\ \hline 504\ 918.5 \end{array}$$

BALANCE DE CALOR: (BASE DE CÁLCULO: 1 HORA).

CALOR CEDIDO POR EL VAPOR DE CALENTAMIENTO, TOTAL:

$$Q_{tot} = V_c (h_{g_{v_A}} - h_{f_{s_{L_s}}}) \quad \left| \quad V_c = V'_c + v_{a_2} \right.$$

$$h_{g_{v_A}} = h_g |^{60^\circ} = 1181.9 \text{ BTU/lb}$$

$$h_{f_{s_{L_s}}} = h_{f_s} |^{5^\circ} = 196.27 \text{ BTU/lb}$$

$$\therefore Q_{Tot} = 74\,252.6 (1181.9 - 196.3) = 73\,183\,362.6 \text{ BTU}$$

--- CALOR TOTAL REAL UTILIZADO DESDE EL PRE-CALENTAMIENTO HASTA TERMINAR LA DEAERACIÓN, INCLUIDA LAS PÉRDIDAS POR RADIACIÓN (VALOR ESTIMADO COMO REAL).

CALOR ABSORBIDO POR EL AGUA QUE SE DEAEREA, DESPUÉS DE HABER PERDIDO LA MASA DE GASES INCONDENSABLES:

$$Q' = (L_{2A} - g) c_{pL} (t_2 - t_1) \quad (4-73)$$

$$(t_2 - t_1) = \frac{73\,183\,362.6}{430\,229.1} = 170^\circ\text{F} (94.5^\circ\text{C}) \quad (*)$$

$$\left. \begin{array}{l} t_2 = 227.96^\circ\text{F} (108.9^\circ\text{C}) \\ t_1 = 65.0^\circ\text{F} (18.33^\circ\text{C}) \end{array} \right\} \Delta t_w = 163.07^\circ\text{F} (90.6^\circ\text{C})$$

(*) OBSÉRVESE QUE LOS 73 183 362.6 RTU COMPRENDEN TANTO A LA ETAPA DE PRE-CALENTAMIENTO (PARA CONDENSACIÓN DE VENTEO) COMO A LA DE DEAERACIÓN.

EL VAPOR DE ARRASTRE DE VENTEO PRECALIENTA EL AGUA HASTA 74.63 °F (23.68 °C), POR LO QUE EN LA SECCIÓN DE DEAE— REACCIÓN TENDREMOS:

$$\begin{aligned} Q &= Q_{\text{TOTAL}} - Q_{\text{VENTEO O PRECALENTAMIENTO}} = \\ &= 73\,183\,362.6 - 4\,102\,439.9 = \\ &= 69\,080\,922.7 \text{ BTU} \end{aligned}$$

QUE ES LA CARGA TÉRMICA EN LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN.

DEL BALANCE DE MATERIALES PRECEDENTE, TENEMOS:

$$\begin{aligned} Q_d &= m_{c_2} (h_{g v_a} - h_{f s L_s}) = & (4-72) \\ &= 69\,770.9 (1181.9 - 196.27) = \\ &= 68\,768\,292.17 \text{ BTU} \cong \text{anterior} \end{aligned}$$

EL DESGLOSE DE LA CARGA TÉRMICA TOTAL ES:

- CONDENSACIÓN DE VENTEO:	5.6 %
- DEAERACIÓN:	<u>94.4</u>
TOTAL:	100.0

DISEÑO DEL COMPARTIMIENTO DE DEAERACIÓN:

- AREA TRANSVERSAL AL FLUJO, S:

MASA-VELOCIDAD: $G_L = 10\ 000\ \text{LB/H.FT}^2$

$$S = \frac{L_A}{G_L} = \frac{425\ 808.2}{10\ 000} \frac{\text{LB/H}}{\text{LB/H.FT}} = 42.58\ \text{FT}^2$$

MASA VELOCIDAD REFERIDA A LA FASE GASEOSA:

$$G_v = \frac{V_A + g}{S} = \frac{74\ 668.6 + 20.8}{42.58} = 1754.1\ \frac{\text{lb}}{\text{h.ft}^2}$$

- ANCHO DE LA CÁMARA DE DEAERACIÓN:

$$a = \sqrt{S} = 6.53\ \text{ft} = 78.3''$$

- ALTURA DE LA COLUMNA DE PLATOS:

$$Z_d = H_G N_G = \frac{V_c}{2 S k_y a} \cdot \int \frac{H_v}{(H_v - H_i)}$$

$$t_1 = 74.63\ \text{oF} (23.68\ \text{oC})$$

$$t_2 = 227.96\ \text{oF} (108.9\ \text{oC})$$

$$t_{\text{REF}} = 32\ \text{oF} (0\ \text{oC})$$

$$H_L = C_{PL} (t_j - t_{\text{REF}})$$

CÁLCULO DE LA CONCENTRACIÓN DE EQUILIBRIO DEL AIRE
BAJO CONDICIONES DE SATURACIÓN: (AGUA DEAERADA):

$$x_{O_2} = 0.005 \text{ cm}^3/\text{lt} = 0.00715 \text{ ppm}$$

$$x_{\text{aire}} = \frac{0.00715}{0.33} = 0.0217 \text{ ppm}$$

$$\begin{aligned} \tilde{x}_{\text{aire}} &= 0.0217 \times 10^{-6} \frac{\text{lb aire}}{\text{lb H}_2\text{O}} = \frac{18 \text{ lb/lb mol H}_2\text{O}}{29 \text{ lb/lb mol aire}} = \\ &= 0.0135 \times 10^{-6} \text{ lb mol aire / lb mol H}_2\text{O} \end{aligned}$$

INTERFASE:

De t_1 a t_2 :

$$\tilde{y}_{s,i} = \frac{1}{1 + \frac{R_v}{R_a} \cdot \frac{P_{a,i}}{P_d - P_{a,i}}}$$

FASE GASEOSA:

(BULK):

$$H_{v,j} = h_{a,j} y_{a,j} + h_{v,j} y_{v,j}$$

$$t_1, t_2: y_{a,j} = \frac{g}{V_{A,j}} \Rightarrow y_{a,1} = \frac{g}{V_A} = \frac{20.8}{74668.6} = 0.00028$$

$$y_{a,2} = \frac{g}{V_{a,2}} = \frac{20.8}{4897.7} = 0.00425$$

$$\begin{aligned} H_{v,1} &= (1115.2 \times 0.00028) + (1156.3 \times (1 - 0.00028)) = \\ &= 1156.29 \text{ BTU/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{v,2} &= (1119.7 \times 0.00425) + 1181.9 \times (1 - 0.00425) = \\ &= 1181.63 \text{ BTU/lb} \end{aligned}$$

$$H_i = h_a (1 - y_s) + h_v y_s$$

$$h_{a_1} = 1119.7 \text{ BTU/lb}, \quad h_{v_1} = h_g^{60^\circ\text{F}} = 1181.9 \text{ BTU/lb} \quad (*)$$

$$h_{a_2} = 1115.2 \text{ BTU/lb}, \quad h_{v_2} = 1196.3 \text{ BTU/lb @ } 5^\circ\text{F}.$$

(*) Vapor sobresaturado 230°F .

$$P_d = 5 \text{ Psig} = 1.34 \text{ atm}$$

$$x_{\text{aire}_1} = 22.48 \text{ ppm @ } 75^\circ\text{F} (24^\circ\text{C})$$

$$\tilde{x}_{\text{aire}_1} = 13.95 \times 10^{-6} \frac{\text{lb mol aire}}{\text{lb mol H}_2\text{O}}$$

$$x_{\text{aire}_2} = 0.0217 \text{ ppm}$$

$$\tilde{x}_{\text{aire}_2} = 0.0135 \times 10^{-6} \frac{\text{lb mol aire}}{\text{lb mol H}_2\text{O}}$$

$$p_{a_j} = \tilde{x}_{a_j} H_{a_j}$$

$$h_{a_1} \cong (0.24 + 0.46 \times 1.0) 227.96 + 960.1 \times 1.0 \cong 1119.7 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

T A B L A 5-2 CALCULO DE LA INTEGRAL $\int \frac{dH_v}{H_v - H_i}$ PARA LA SECCION DE DE AERACION.

	T		H_{AIRE} $10^4, \text{ATM/FR. MOL}$	\bar{X}_{AIRE} $\frac{\text{LB MOL AIRE}}{\text{LB MOL AGUA}}$	P_A ATM	\bar{Y}_S $\frac{\text{LB MOL H}_2\text{O}}{\text{LB MOL VENTEO}}$	Y_S $\frac{\text{LB H}_2\text{O}}{\text{LB VENTEO}}$	h_a BTU/LB	h_v BTU/LB	H_i BTU/LB	H_v BTU/LB	$\frac{1}{(H_v - H_i)}$	$\frac{dH_v}{(H_v - H_i)}$
	°C	°F											
①	24.0	75.2	7.05	13.95×10^{-6}	0.983	0.1841	0.1228	1119.7	1181.9	1127.34	1156.29	0.0345	0.0372
	33.43	92.17	7.4	12.4015	0.918	0.2226	0.1509	1119.2	1179.05	1128.23	1159.10	0.0324	0.0312
	42.86	109.15	8.5	10.8530	0.922	0.2197	0.1488	1118.7	1176.21	1127.26	1161.92	0.0288	0.0312
	52.29	126.12	9.4	9.3045	0.875	0.2487	0.1705	1118.2	1173.37	1127.61	1164.74	0.0269	0.0258
	61.72	143.10	10.1	7.7560	0.783	0.3066	0.2153	1117.7	1170.52	1129.07	1167.55	0.0260	0.0232
	71.15	160.07	10.55	6.2075	0.655	0.3943	0.2877	1117.2	1167.68	1131.72	1170.37	0.0259	0.0228
	80.58	177.04	10.71	4.6590	0.499	0.5119	0.3942	1116.7	1164.83	1135.67	1173.18	0.0266	0.0251
	90.01	194.02	10.75	3.1105	0.334	0.6517	0.5373	1116.2	1161.99	1140.80	1176.00	0.0284	0.0200
	99.44	210.99	10.6	1.5620	0.165	0.8152	0.7325	1115.7	1159.14	1147.52	1178.81	0.0319	0.0200
②	108.87	227.97	10.5	0.0135	1.417×10^{-3}	0.9983	0.9973	1115.2	1156.3	1156.19	1181.63	0.0393	0.1107
												$dH_v = 2.8155$	0.8475

$dH_v = 2.8155$
 $P_a = 1.34023 \text{ ATM (5 Psig)}$

$$H_G = \frac{V_c}{2 S k_y a}$$
$$= \frac{74\,252.6}{2 \times 42.58 \times 495.0} = 1.7614 \text{ FT}$$

$$k_y a = 495.0 \text{ LB/H.FRAC.MASA.FT}^3$$

$$\therefore Z_D = H_G N_G = 1.7614 \times 0.850 = 1.497 \text{ ft}$$

$$\text{sea } Z_d = 1.5 \text{ ft} = 18'' = 457.2 \text{ mm}$$

- DIÁMETRO DEL TUBO COLECTOR Y BOQUILLA DE SALIDA, ϕ_2 :

$$L_{2S} = L_{2A} - g = 430\,229.1 \text{ Lb}$$

$$u_2 = 6 \text{ ft/s}$$

$$\rho = 59.6 \text{ lb/ft}^3 @ 220^\circ\text{F}$$

$$\phi_2 = 0.2257 \frac{430\,229.1}{6 \times 59.6} = 7.828''$$

$$\phi_{2 \text{ DISEÑO}} = 8.57'' @ 1.2 \text{ veces } L_{2S}$$

$$\therefore \phi_2 = 10'' \text{ (comercial).}$$

BOQUILLAS:

- ALIMENTACIÓN DE VAPOR:

$$V_A = 74\,252.6 + 4\,897.7 = 79\,150.3 \text{ LB/H}$$

$$\bar{V} = \bar{V}_{50^\circ\text{F}} = 20.087 \text{ ft}^3/\text{lb} \quad t_{ss} = 3 \times 7.61 - 227.96$$

$$U = 18\,000 \text{ ft/min}$$

$$= 77.65^\circ\text{F}$$
$$(t_{ss} = t_s|^{60^\circ} - t_s|^{50^\circ})$$

$$\phi = \sqrt{\frac{3.06 W \bar{V}}{U}} = \sqrt{\frac{3.06 \times 79\,150.3 \times 20.087}{18\,000}} = 16.44''$$

$$\phi = 18'' \text{ (comercial)} \quad U = 17\,082.4 \text{ ft/min}$$

- COMPENSACIÓN DE PRESIÓN:

$$\left. \begin{array}{l} V = 74\,252.3 \text{ LB/H} \\ U = 24\,000 \text{ ft/min} \end{array} \right\} \text{ COMO CRITERIO.}$$

$$\phi = \sqrt{\frac{3.06 \times 74\,252.3 \times 20.087}{24\,000}} = 13.8''$$

CON 2 BOQUILLAS:

$$\phi = \sqrt{\frac{3.06 \times 37\,126.15 \times 20.087}{24\,000}} = 9.75''$$

$$\phi = 10'' \text{ (comercial)}$$

- ENTRADA AGUA A DEAEREAR:

$$L_A = 425\,768.2 \text{ LB/H} = 851.44 \text{ gpm @ } 65^\circ\text{F} \left(\rho = 62.34 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)$$

$$u = 6 \text{ ft/s}$$

$$\varnothing = \sqrt{0.408 \times \frac{851.5}{6}} = 7.61''$$

$$\varnothing = 8'' \text{ (comercial)}$$

- SALIDA DE AGUA DEAERADA:

$$L_s = 500\,000 \text{ LB/H} = 1\,049.9 \text{ gpm @ } 227.96^\circ\text{F}$$

$$u = 6 \text{ ft/s}$$

$$(\rho @ 228^\circ\text{F} = 59.35 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})$$

$$\varnothing = \sqrt{0.408 \frac{L}{u}} = \sqrt{0.408 \times \frac{1050}{6}} = 8.45''$$

$$\varnothing = 10'' \text{ (comercial)}$$

- DIÁMETRO DEL DOMO DEAERADOR:

$$\varnothing_1 = \frac{a}{\sin 45^\circ} + 4'' = \frac{80''}{0.7071} + 4'' = 117.14''$$

$$\varnothing_1 = 120'' \text{ (comercial)}$$

- ALTURA CILÍNDRICA DEL DOMO DEAERADOR:

$$H_D = Z_c + 1.3 Z_b + \frac{\varnothing_A}{2} + 20''$$

$$= 20.38 + 1.3(18) + \frac{8}{2} + 20 = 67.78''$$

5.2.2.2.5. SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA.

TANQUE-ALMACÉN HORIZONTAL CONECTÁNDOSE DIRECTAMENTE AL DOMO DEAERADOR MEDIANTE BOQUILLAS BRIDADAS.

- A) CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO: PARA DAR UN TIEMPO DE RESIDENCIA DE 10 MINUTOS AL FLUJO NOMINAL DEL EQUIPO:

$$L_{3A} = L_{2A} - g = 500\ 000 \text{ LB/H}$$

$$\rho_w = 59.6 \text{ LB/FT}^3 @ 220^\circ\text{F}$$

$$V_L = \frac{\theta_r \cdot L_{3A}}{\rho_w} = \frac{\frac{1}{6} \times 500\ 000}{59.6} = 1,398.21 \text{ FT}^3$$

- B) RELACIÓN ALTURA LÍQUIDA - DIÁMETRO:

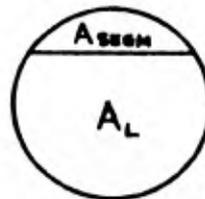
$$\frac{h_L}{\phi} = 5/8 = 0.625 \text{ (ENTRE } 2/3 \text{ Y } 3/4).$$

DE TABLAS MATEMÁTICAS (PERRY):

$$\frac{h_{SEGM}}{\phi} = 1 - 0.625 = 0.375$$

$$A_{SEGM} = 0.269015 \phi^2$$

$$A_L = \frac{\pi}{4} \phi^2 - 0.269015 \phi^2 = 0.5163831 \phi^2$$



c) RELACIÓN LONGITUD PARTE RECTA - DIÁMETRO:

$$L/\emptyset = 2.5 \text{ TENTATIVAMENTE.}$$

SIN CONSIDERAR EL VOLUMEN DE LAS TAPAS, —
TENDRÍAMOS:

$$V_L = A_L \cdot L \quad L = 2.5 \emptyset$$

$$V_L = 1,398.21 \text{ ft}^3 = (0.5164) (2.5) \emptyset^3$$

$$\emptyset = \sqrt[3]{\frac{V_L}{1.291}} = \sqrt[3]{\frac{1,398.21}{1.291}} = 10.269 \text{ FT}^3$$

$$\emptyset \text{ COMERCIAL} = 10'$$

$$H_L = 0.625 \times 10' = 6.25' =$$

CONSIDERANDO QUE LAS TAPAS SEAN TORISFÉRICAS
ESTANDAR - RELACIÓN 1:16, VOLUMEN:

$$v_{tL} \Big|_{10' \emptyset} = 402.27 - 119.39 = 282.88 \text{ GAL} = 37.82 \text{ FT}^3$$

↑ ↑
— VOLUMEN DE 45" ALTURA
— VOLUMEN TAPA LLENA

$$V_L \text{ PARTE CILÍNDRICA} = V_L - 2 v_{tL} = [1.398,21 - 2(37,82)]$$

$$= 1,322,57 \text{ FT}^3$$

$$A_L = 0,5163831 \varnothing^2 = 51,638 \text{ FT}^2$$

$$L = \frac{V_L \text{ PARTE CILÍNDR.}}{A_L} = 25,6122 \text{ FT}$$

$$\therefore L/\varnothing = 2,56$$

RESUMEN DE DIMENSIONES:

$$\varnothing = 10'$$

$$L = 25,61' \text{ (PARTE RECTA),}$$

$$V_L = 1,398,21 \text{ FT}^3 \text{ VOLUMEN ÚTIL.}$$

$$V_{\text{Tot}} = \left(\frac{\pi}{4} 10^2 \times 25,6122 \right) + \left(\frac{2 \times 402,27}{7,48} \right) = 2,119,14 \text{ FT}^3$$

5.2.2.2.6. VALVULAS.

- VÁLVULA CONTROLADORA DE AGUA DE REPUESTO:

$$L_{A_1} = 799.47 \text{ gpm (400 000 LB/H @ 59°F)}$$

$$\Delta P = 30 \text{ Psi, Presión de entrada} = 60 \text{ Psig, salida} = 30 \text{ Psig}$$

$$C_v = 799.47 \sqrt{\frac{1}{30}} = 145.96$$

VÁLVULA DE CONTROL SERIE VI (FOXBORO) Ó SIMILAR:

$$\underline{\emptyset = 4''} \quad 40 \% \text{ ABIERTA} - C_v = 80$$

$$100 \% \text{ ABIERTA} - C_v = 200$$

- VÁLVULA CONTROLADORA DE VAPOR:

$$V_c' = W = 74\ 252.6 \text{ LB/H @ 60 Psig, saturada seco.}$$

$$w = 0.172 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_v = \frac{74\ 252.6}{63.3 \sqrt{(60-5)(0.172)}} = 381.4$$

VÁLVULA DE CONTROL-SERIE VI (FOXBORO) Ó SIMILAR:

$$\underline{\emptyset = 6''} \quad 40 \% \text{ ABIERTA} - C_v = 160.0$$

$$100 \% \text{ ABIERTA} - C_v = 400.0$$

- VÁLVULA DE VENTEO DE INCONDENSABLES:

$$g + V_{a_1} = 20.8 + 416 = 436.8 \text{ LB/H @ 3 Psig, 280°F}$$

$$w = 0.045 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_v = \frac{436.8}{63.3 \sqrt{3(0.045)}} = 18.8$$

VÁLVULA MODULANTE (MANUAL) TIPO GLOBO:

$$\underline{\emptyset = 1 \frac{1}{2}''} \quad C_v = 57$$

- VÁLVULAS DE SEGURIDAD:

- DE RELEVO DE PRESIÓN:

$$\text{CAPACIDAD} = V_c' \text{ (MÍNIMO)}$$

$$\text{CALIBRACIÓN} = 40 \text{ PSIG, PUNTO DE RELEVO}$$

DE INFORMACIÓN DE PROVEEDORES:

$$\emptyset = 6 \times 8'' \text{ (ENTRADA } 6'', \text{ DESCARGA } 8'')$$

$$\text{(CAPACIDAD} = 96\,200 \text{ LB/H} \\ \text{VAPOR SAT. @ } 40 \text{ PSIG.)}$$

- DE PREVENCIÓN:

$$\text{PRESIÓN DE APERTURA} = 25 \text{ PSIG (5Pop, } 62.5\% P_{psv})$$

DE INFORMACIÓN DE PROVEEDORES:

$$\emptyset = 2'' \text{ (CAPACIDAD NO INTERESA).}$$

- VÁLVULA ROMPEDORA DE VACÍO:

$$L = 425\,768.2 \text{ LB/H}$$

$$t_a = 41^\circ\text{F (5 }^\circ\text{C)}$$

$$P_{vac} = 3.67 \text{ PSIA} = 11.02 \text{ PSIG DE VACÍO (570 MM DE VACÍO).}$$

$$t_s = \frac{(400 \times 59) + (25.77 \times 158)}{425.77} = 65^\circ\text{F (18.3}^\circ\text{C)}$$

$$t_{vac} = t_s \Big|^{3.5 \text{ PSIA}} = 147.56^\circ\text{F (64.2}^\circ\text{C)}$$

$$\bar{V}_s = \bar{V} \Big|^{5 \text{ PSIG}} = 20.087 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\bar{V}_{vac} = \bar{V} \Big|^{3.5 \text{ PSIA}} = 102.74 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\Delta P = P_{atm} - P_{vac} = 14.696 - 3.67 = 11.026 \text{ Psi}$$

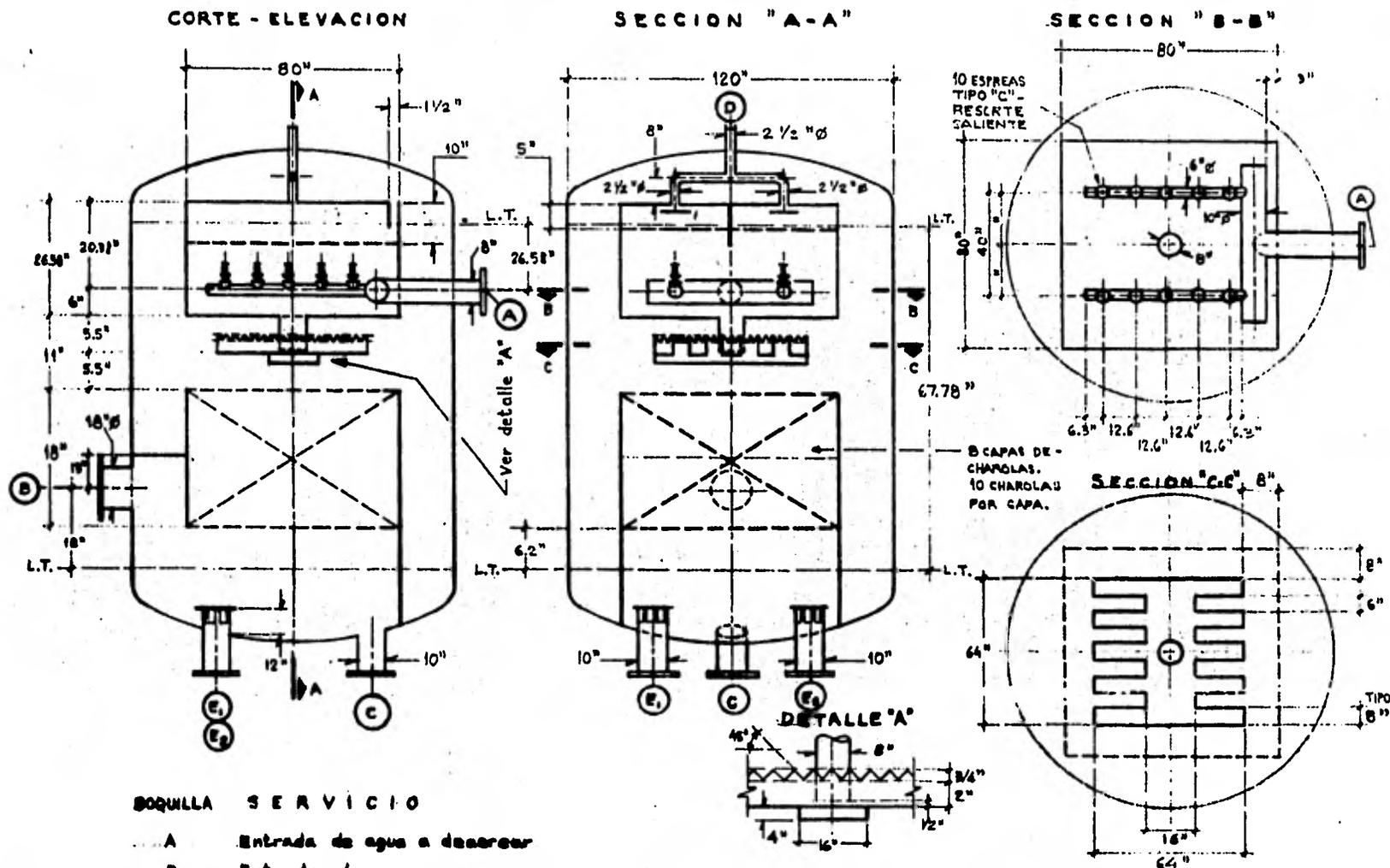
$$p_{vac} = \frac{1}{\bar{V}_{vac}} = 0.00973 \text{ lb/ft}^3$$

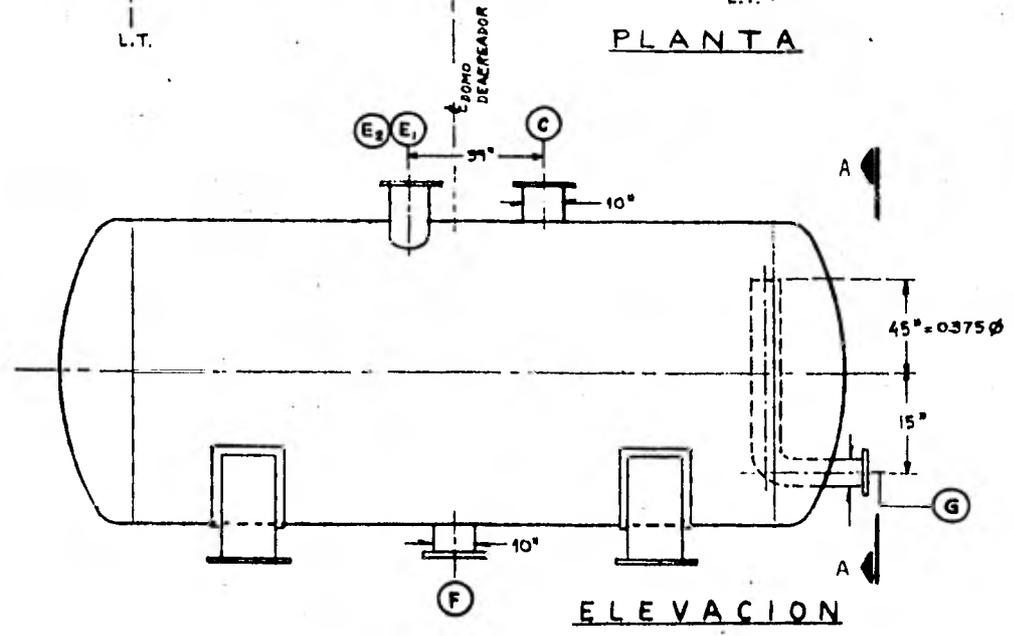
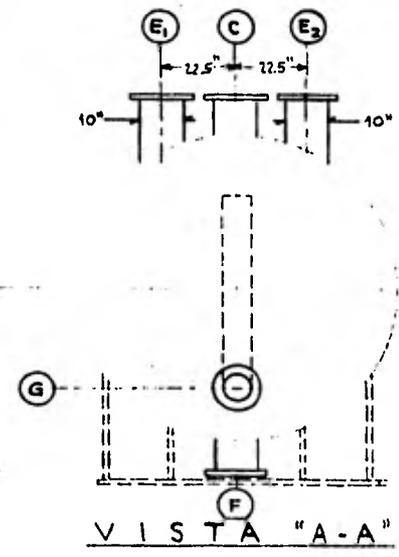
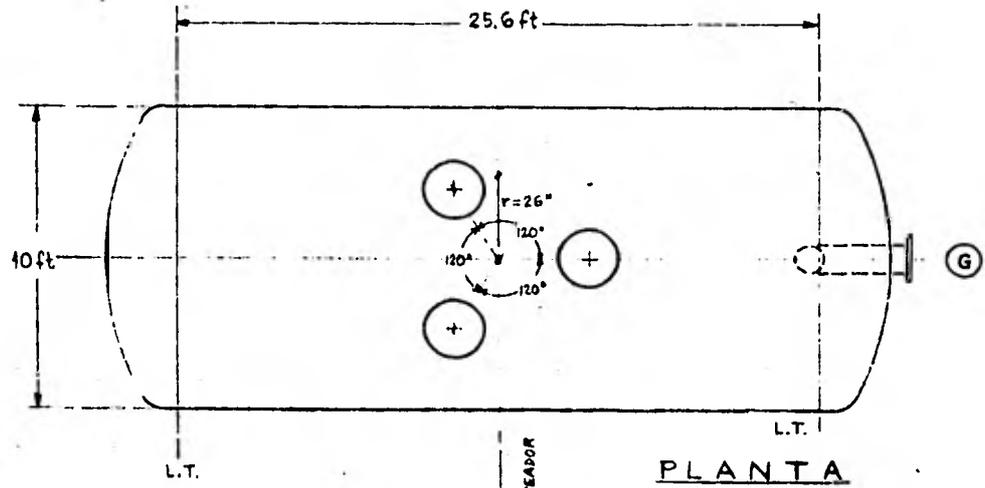
$$\begin{aligned}\lambda &= 960.1 \text{ BTU/LB} \\ \Delta H_{ss} &= h_g|^{60^\circ} - h_g|^{50^\circ} = 1181.9 - 1156.3 = 25.6 \text{ BTU/lb} \\ \phi_{rv} &= 0.00604 \sqrt{\frac{L(460+t_a)(t_{vac}-t_i)(\bar{v}_{vac}-\bar{v}_a)\sqrt{\Delta P \cdot g_{vac}}}{(460+t_{vac})(\lambda + \Delta H_{ss})}} \\ &= 0.00604 \sqrt{\frac{425768.2(460+41)(147.56-65)(102.74-20.017)\sqrt{0.1073}}{(460+147.56)(960.1+25.6)}} \\ &= 5.39''\end{aligned}$$

DIÁMETRO COMERCIAL = 6"

LAS FIGURAS 5-01 Y 02 MUESTRAN LAS DIMENSIONES GENERALES Y DE INTERNOS DEL DOMO DEAERADOR Y DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO RESPECTIVAMENTE.

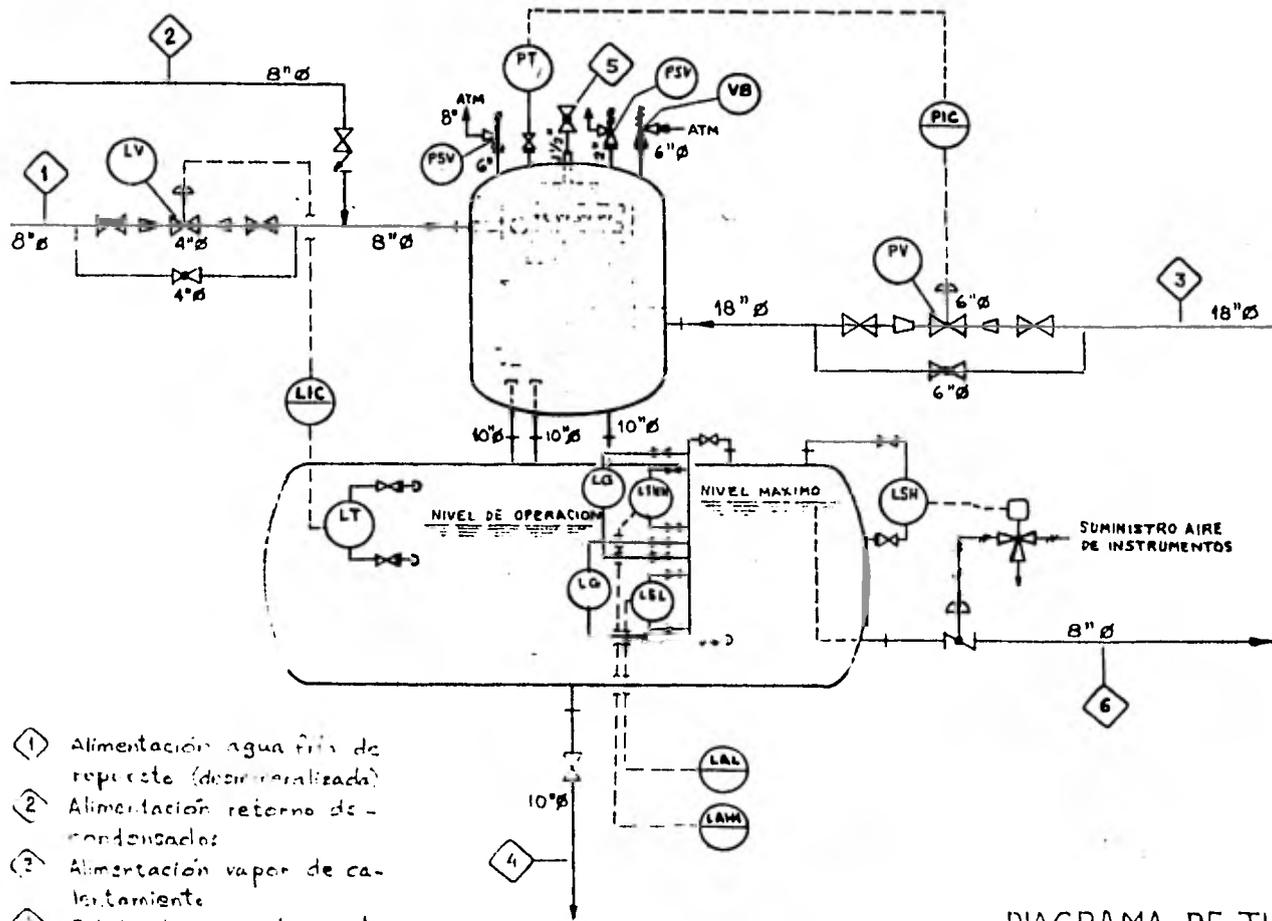
LA FIGURA 5-03 CONTIENE EL DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN DEL DEAERADOR TÉRMICO CONTEMPLADO EN ESTE EJEMPLO.





BOQUILLA	SERVICIO
E ₁ , E ₂	COMPENSACION DE PRESION
F	SALIDA AGUA DEAERADA
G	SALIDA SOBRES-FLUJO
C	ENTRADA AGUA DEAERADA

DIMENSIONES GENERALES DEL
TANQUE-ALMACEN AGUA DEAER.
FIGURA 5-02



- ① Alimentación agua fría de repicete (desmineralizada)
- ② Alimentación retorno de condensados
- ③ Alimentación vapor de calentamiento
- ④ Salida de agua deaerada
- ⑤ Purga o venteo de gases incondensables
- ⑥ Salida de agua-sobreflujo

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION - DEAERADOR TERMICO

FIGURA 5-03

6.- CRITERIOS GENERALES PARA REALIZAR LA INGENIERIA DE DETALLE DE EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA.

6.1.- GENERALIDADES.

LA FUNCIÓN DE LA INGENIERÍA DE DETALLE CONSISTE EN DEFINIR TODAS LAS PAUTAS NECESARIAS, COMO SON CARACTERÍSTICAS, DIMENSIONES, CÉDULAS, ESPESORES, ESPECIFICACIONES, ETC., PARA HACER POSIBLE LA FABRICACIÓN, ERECCIÓN Y MONTAJE DEL EQUIPO, PREVIENDO TODO LO QUE SEA INDISPENSABLE PARA QUE ESTÉ EN TOTAL APTITUD DE SER PUESTO EN MARCHA Y OBTENER ASÍ LA PRODUCCIÓN Y CALIDAD DE AGUA DEAERADA ESPECIFICADAS.

PARA DESARROLLAR LA INGENIERÍA DE DETALLE DE UN DEAERADOR DEBEN CONSIDERARSE LOS MATERIALES QUE SERVIRÁN COMO INSUMOS PARA FABRICAR Y HABILITAR EL EQUIPO, ESTO ES, POR EJEMPLO:

- PLACA DE ACERO.- USAR PLACAS DE DIMENSIONES Y ESPESORES COMERCIALES.
- TUBERÍA.- USAR LAS TUBERÍAS DE DIÁMETROS COMERCIALES Y DE CÉDULAS EXISTENTES EN EL MERCADO.
- VÁLVULAS.- EMPLEAR VÁLVULAS DE DIÁMETROS COMERCIALES, CON LIBRAGES, TIPOS DE CUERPOS Y SUS EXTREMOS, EXISTENTES EN EL MERCADO.
- INSTRUMENTOS.- EMPLEAR LOS TIPOS DE DISPOSITIVOS DISPONIBLES EN EL MERCADO.

LOS DOCUMENTOS Y DIBUJOS EN LOS QUE SE VIERTE LA INGENIERÍA DE DETALLE PARA EQUIPOS DE DEAERACIÓN, POR LO GENERAL SON LOS SIGUIENTES:

- ESPECIFICACIONES DE EQUIPO PARA DEAFREACIÓN TÉRMICA, LAS CUALES - INCLUYEN LA HOJA DE DATOS CORRESPONDIENTE.
- ESPECIFICACIONES DE RECUBRIMIENTOS DE PROTECCIÓN, INCLUYENDO EL - PRIMARIO DE TALLER.
- PLANOS CONSTRUCTIVOS MECÁNICOS, GENERALMENTE UN PLANO POR CADA RE - CIPIENTE Y UNO PARA DETALLAR LOS INTERNOS, Y LOS ELEMENTOS PARA - SOPORTE DEL EQUIPO.
- PLANO DE ARREGLO GENERAL O INSTALACIÓN, EL CUAL CONTIENE EL ARRE - GLO DE TUBERÍAS O INTERCONEXIONES DEL EQUIPO.
- ISOMÉTRICOS, SI SE REQUIEREN, PARA DETALLAR LÍNEAS DE INTERCONEXIÓN DEL EQUIPO QUE APAREZCAN EN EL ARREGLO GENERAL.
- HOJAS DE DATOS DE VÁLVULAS DE CONTROL.
- HOJAS DE DATOS DE INSTRUMENTOS.
- HOJAS DE DATOS DE SOPORTES, SI SON DE ESTÁNDAR.
- HOJAS DE DATOS DE INTERNOS, SI ÉSTOS NO SE DETALLAN EN LOS PLANOS CONSTRUCTIVOS.
- LISTA DE MATERIALES, SI ÉSTA NO SE INCLUYE DIFERIDA EN LOS PLANOS CORRESPONDIENTES. ESTA LISTA COMPRENDE VÁLVULAS MANUALES, VÁLVU - LAS DE CONTROL AUTOMÁTICO, INSTRUMENTOS Y SOPORTES TIPO.

6.2.- CÓDIGOS Y NORMAS.

LOS ESTÁNDARES TÉCNICOS QUE DEBEN OBSERVARSE SON:

ASME	AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS, --- SECTION VIII.
ASTM	AMERICAN SOCIETY FOR TESTING & MATERIALS.

HEI	HEAT EXCHANGE INSTITUTE, STANDARDS & TYPICAL - SPECIFICATION FOR DEAERATORS.
AWS	AMERICAN WELDING SOCIETY.
ANSI	AMERICAN NATIONAL STANDARDS INSTITUTE.
ISA	INSTRUMENT SOCIETY OF AMERICA.
SSPC	STEEL STRUCTURES PAINTING COUNCIL.

6.3.- RECIPIENTES E INTERNOS.

ES PRÁCTICA COMÚN QUE, ANTES DE PROCEDER CON LOS CÁLCULOS MECÁNICOS DE LOS RECIPIENTES PARA EL DOMO O CABEZA DE DEAERACIÓN Y EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA, O LA COLUMNA DE DEAERACIÓN EN GENERAL, SE ADOPTEN LOS DIÁMETROS COMERCIALES DE NORMA — (ASME) LOS CUALES ESTÁN PREVISTOS PARA TENER LAS TAPAS ESTÁNDARES Y EL MÍNIMO DESPERDICIO DE PLACA AL HACER LOS DESARROLLOS.

SE ENTIENDE QUE LOS SUSODICHOS DIÁMETROS COMERCIALES DE NORMA DEBEN SER LO MÁS PRÓXIMOS A LOS DIÁMETROS CALCULADOS EN LA FASE DE INGENIERÍA BÁSICA, PROCURANDO QUE SEAN MAYORES, Y REAJUSTANDO LA LONGITUD DE PARTE RECTA CILÍNDRICA EN TAL FORMA QUE EL VOLUMEN TOTAL DEL TANQUE SEA LO MÁS APROXIMADO AL CONSIDERADO INICIALMENTE. LA TOLERANCIA DE ESTOS AJUSTES PUEDE SER DE 5%, PERO DEBE SER CONFIRMADA CONTRA LA INGENIERÍA BÁSICA.

UNA VEZ TENIENDO TODAS LAS DIMENSIONES REALES DEL EQUIPO, SE CALCULAN LOS ESPESORES DE PLACA PARA TAPAS Y ENVOLVENTE, APLICANDO LAS FÓRMULAS Y RECOMENDACIONES DE CÓDIGO. ÉSTOS ESPESORES DEBEN SER REVISADOS PARA QUE EL EQUIPO TRABAJE SOMETIDO, ADEMÁS DE LA PRESIÓN INTERNA, BAJO ESFUERZOS EXTERNOS RESULTANTES DEL PESO PROPIO DE

LOS TANQUES, CARGAS EXTRAS, PUNTOS DE SOPORTE, ETC.

LOS RECIPIENTES DEBERÁN SER DISEÑADOS PARA UNA EFICIENCIA DE SOLDADURA DE 100% EN LAS TAPAS (RADIOGRAFIADO 100%) Y 85% EN LOS ENVOLVENTES (RADIOGRAFIADO SPOT).

EN ADICIÓN A LOS CÁLCULOS ANTERIORES, TAMBIÉN DEBE REALIZARSE EL CÁLCULO DE LOS ESPESORES DE PLACA EN TAPAS Y ENVOLVENTES POR VACÍO, Y EN EL CASO DE QUE LOS ESPESORES CALCULADOS ANTERIORMENTE NO CUMPLIERAN CON ESTA NUEVA PRESIÓN ES VÁLIDO PROYECTAR EL REFUERZO DE LOS TANQUES MEDIANTE ANILLOS INTERNOS EQUIDISTANTES A BASE DE PERFIL ESTRUCTURAL ROLADO. PARA EFECTOS DE DISEÑO SE DEBERÁ CONSIDERAR DE 70 A 80% DE VACÍO TOTAL.

EL MATERIAL DEL CUERPO DEL DEAERADOR, TANTO PARA LA CABEZA DE DEAERACIÓN COMO EL TANQUE-ALMACÉN SERÁ DE ACERO AL CARBÓN ESPECIAL PARA RECIPIENTES, SA-285 Gr.C ó SA-515 Gr 70 POR EJEMPLO.

LAS PARTES INTERNAS DE LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN SERÁN DE ACERO INOXIDABLE TIPO 430.

SE DARÁ UNA TOLERANCIA DE 3 MM PARA LA CORROSIÓN EN LAS PLACAS DE LOS TANQUES, TANTO TAPAS COMO ENVOLVENTES.

LA ORIENTACIÓN DE LAS BOQUILLAS ESTARÁ EN FUNCIÓN DEL ARREGLO GENERAL DE EQUIPO PARA EL ÁREA DONDE SE UBIQUE EL DEAERADOR, ASÍ COMO DE FACTORES DE SEGURIDAD Y CONVENIENCIA PARA LA FUNCIÓN DE CADA BOQUILLA. LA UBICACIÓN DE LAS BOQUILLAS EN LOS RECIPIENTES DEBERÁ SER TAL QUE NINGUNA INVADA LOS CORDONES DE SOLDADURA. ASIMISMO, LAS BOQUILLAS PEQUEÑAS DE HASTA 1 1/2" DEBERÁN SER ROSCADAS, MIENTRAS QUE LAS MAYORES DE ESA MEDIDA SERÁN BRIDADAS.

EN EQUIPOS CON TANQUE-ALMACÉN DE AGUA DEAERADA EN POSICIÓN HORIZONTAL DEBERÁ PREVERSE QUE UNO DE LOS ELEMENTOS ESTRUCTU-

RALES DE SOPORTE SEA DESLIZABLE SOBRE SU BASE CUANDO SE TRATA DE 2 SOPORTES, O BIEN LOS DOS ELEMENTOS DE LOS EXTREMOS DESLIZABLES Y EL DEL MEDIO FIJO, SI SE TRATA DE 3.

EN LA ZONA PRÓXIMA AL CONDENSADOR DE VENTEO DEL DEAERADOR, ES DECIR, EN SU PARTE SUPERIOR, NO DEBERÁ LOCALIZARSE NINGÚN REGISTRO PASA-HOMBRE QUE OCASIONE ACUMULACIÓN DE GASES DE PURGA. LOS REGISTROS EN POSICIÓN LATERAL, POR SEGURIDAD, DEBERÁN ESTAR PROVISTOS DE BRAZO-SOSTÉN PARA LA TAPA.

6.4.- TUBERÍA, ACCESORIOS Y VÁLVULAS.

LOS MATERIALES, DETALLES DE HABILITACIÓN O FABRICACIÓN, TIPOS DE UNIÓN DE LAS TUBERÍAS, ETC. ESTÁN DADOS POR NORMAS. LAS CÉDULAS Y DEMÁS ESPECIFICACIONES SELECCIONADAS PARA LAS TUBERÍAS Y SUS ACCESORIOS, TAMBIÉN DEBERÁN CUMPLIR CON LAS NORMAS CORRESPONDIENTES.

GENERALMENTE, Y EN FUNCIÓN DE LAS PRESIONES DE DISEÑO PARA LOS FLUIDOS-AGUA Y VAPOR, LAS LÍNEAS CON DIÁMETROS MENORES O IGUALES A 1 1/2" (38 MM) TENDRÁN CONEXIONES ROSCADAS PARA VÁLVULAS E INSTRUMENTOS, Y DE INSERTO SOLDABLE PARA UNIÓN CON ACCESORIOS, CON UN LIBRAJE DE 300 MÍNIMO. LAS LÍNEAS DE 2" (51 MM) Y MAYORES TENDRÁN EXTREMOS BRIDADOS PARA VÁLVULAS Y ELEMENTOS DE INSTRUMENTACIÓN, MIENTRAS QUE LAS CONEXIONES SENCILLAS CON LOS ACCESORIOS SERÁN SOLDADAS A TOPE, CON UN LIBRAJE NO MENOR DE 150.

A MENOS QUE UN DEAERADOR TÉRMICO ESTÉ PROYECTADO PARA DAR SERVICIO A UNA CALDERA O CALENTADOR DE BAJA PRESIÓN, Y SI LAS

PRESIONES DE DISEÑO TANTO PARA EL EQUIPO COMO PARA SUS LÍNEAS SON BAJAS, NO ES RECOMENDABLE EMPLEAR VÁLVULAS NI ACCESORIOS DE FIERRO FUNDIDO.

PARA EFECTOS DE PRUEBAS, ARRANQUE Y MANTENIMIENTO, LOS SEGMENTOS DE LÍNEAS QUE QUEDEN EN ALTO DEBERÁN ESTAR PROVISTOS DE UNA BOQUILLA ROSCADA CON TAPÓN MACHO EN POSICIÓN SUPERIOR, MIENTRAS QUE LOS SEGMENTOS QUE QUEDEN HACIA ABAJO DEBERÁN TENER UNA BOQUILLA PARA VÁLVULA DE PURGA TAMBIÉN EN POSICIÓN VERTICAL PERO INFERIOR. EL DIÁMETRO DE ESTAS PURGAS DEBERÁ SER DE 1/4" (6 MM) O 1/2" (13 MM).

TAMBIÉN LAS TUBERÍAS DEBERÁN SOMETERSE A PRUEBAS DE RADIOGRAFÍA EN SUS SOLDADURAS, PRINCIPALMENTE EN DIÁMETROS GRANDES.

6.5.- INSTRUMENTACIÓN.

EL DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE INSTRUMENTACIÓN PARA LOS DEAERADORES TÉRMICOS DEBERÁ CUMPLIR CON LAS NORMAS CORRESPONDIENTES.

DEBERÁN PREVERSE LOS RANGOS Y LIBRAJES ADECUADOS EN LOS INSTRUMENTOS Y VÁLVULAS, DE ACUERDO A LAS CONDICIONES CON QUE OPERARÁ EL EQUIPO.

LAS VÁLVULAS AUTOMÁTICAS DE CONTROL, TANTO PARA AGUA DE REPUESTO COMO PARA VAPOR DE CALENTAMIENTO, DEBERÁN TENER CADA UNA SU PROPIA VÁLVULA MODULANTE MANUAL EN BY-PASS COMO RESERVA PARA LOS CASOS DE FALLA DE SERVICIOS. ESTAS VÁLVULAS DEBERÁN SELECCIONARSE CON POSICIÓN NORMALMENTE ABIERTA. LA VÁLVULA DE DESCARGA DE SOBREFLUJO DEBERÁ SER DE TIPO "ON-OFF" CON POSICIÓN NORMALMENTE CERRADA Y EXTENSIÓN CON VOLANTE MANUAL.

EL ELEMENTO PRIMARIO DEL CONJUNTO CONTROLADOR-INDICADOR DE NIVEL EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA, DEBERÁ SER DEL TIPO DE DESPLAZADOR CON PALANCA DE TORSIÓN. DICHO DESPLAZADOR DEBERÁ SER EXTERIOR AL TANQUE Y EN POSICIÓN LATERAL. LA SEÑAL DE SALIDA DEL CONTROLADOR ES NEUMÁTICA GENERALMENTE, POR LO QUE EL OPERADOR DE LA VÁLVULA CONTROLADORA DE AGUA DE REPUESTO DEBERÁ SER NEUMÁTICO.

CADA TANQUE DEBERÁ CONTAR CON UNA VÁLVULA DE ALIVIO DE TIPO ESTÁNDAR PARA PROTECCIÓN DEL EQUIPO CONTRA SOBRECARGAS DE PRESIÓN. ADEMÁS DE ÉSTAS ES RECOMENDABLE DISPONER DE UNA VÁLVULA RELEVADORA PREVENTIVA DE SILBATO, DE DIÁMETRO MENOR, CALIBRADA PARA DESFOGAR A UNA PRESIÓN MENOR QUE LAS VÁLVULAS PRINCIPALES.

COMO UNA PROTECCIÓN ADICIONAL CONTRA SOBRECARGAS REPENTINAS DE PRESIÓN, ES RECOMENDABLE PROVEER AL EQUIPO DE UN DISCO DE RUPTURA. SIN EMBARGO, PARA EVITAR QUE LA CALDERA SE QUEDE SIN AGUA CUANDO EL DISCO SE ROMPA, ÉSTE DEBERÁ ESTAR ANTECEDIDO POR UNA VÁLVULA DE AISLAMIENTO, LA CUAL DEBERÁ ESTAR NORMALMENTE ABIERTA Y ATORADA O ENCLAUSTRADA CON CANDADO.

TODO EQUIPO DE DEAERACIÓN TÉRMICA DEBERÁ TENER AL MENOS UNA VÁLVULA DE ROMPE-VACÍO. ÉSTA DEBERÁ CUMPLIR CON LAS NORMAS APLICABLES, ISA Y HEI ESPECIAL PARA DEAERADORES, Y NO DEBERÁ SER DEL TIPO DE CONTRA-PESOS, SINO A BASE DE RESORTE. PODRÍA ACEPTARSE EL TIPO DE VÁLVULA DUO-CHECK O RETENCIÓN DE MARIPOSA EN POSICIÓN INVERTIDA SÓLO CUANDO LAS INSTALACIONES SEAN DE BAJA PRESIÓN. ÉSTAS ÚLTIMAS VÁLVULAS DEBERÁN SER ESTUDIADAS CUIDADOSAMENTE POR EL DEPARTAMENTO DE PROCESOS ANTES DE SER APLICADAS, PUES NO ESTÁN

CONTEMPLADAS OFICIALMENTE PARA ESE USO EN LOS ESTÁNDARES.

DEBERÁ PREVERSE UNA SEÑALIZACIÓN REMOTA, YA SEA EN CUARTO DE CONTROL O EN TABLERO LOCAL, PARA INDICACIÓN DE NIVEL EN EL TANGUE DE AGUA DEAERADA, ADEMÁS DE LAS ALARMAS POR LÍMITES ALTO Y BAJO.

LOS NIVELES VISUALES DE COLUMNA DE VIDRIO, SI LOS HAY, DEBERÁN ESTAR PROTEGIDOS CON UNA CUBIERTA Y CON VÁLVULAS DE ÁNGULO PARA CERRAR EN CASO DE RUPTURA DE LOS VIDRIOS.

POR OTRO LADO, ADEMÁS DE LAS INDICACIONES LOCALES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA, DEBERÁ PROVEERSE DE INDICACIÓN Y REGISTRO REMOTOS.

6.6.- RECUBRIMIENTOS.

LA APLICACIÓN DE RECUBRIMIENTOS, INCLUIDA LA PREPARACIÓN DE SUPERFICIES, DEBERÁ CUMPLIR CON LAS ESPECIFICACIONES O ESTÁNDARES CORRESPONDIENTES.

POR LO GENERAL, PODEMOS ESTABLECER QUE LOS REQUERIMIENTOS MÍNIMOS PARA LA PREPARACIÓN DE SUPERFICIES Y APLICACIÓN DE RECUBRIMIENTOS EN TALLER Y CAMPO EN EL CASO DE LOS EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA, SON LOS SIGUIENTES:

CONSIDERANDO QUE TODO DEAERADOR DEBERÁ CONTAR CON AISLAMIENTO TÉRMICO Y QUE SU TEMPERATURA DE OPERACIÓN SERÁ SUPERIOR A LOS 100°C, SE TIENE:

- ALCANCE DE TRABAJOS EN TALLER:
 - SE DEBERÁ EFECTUAR LIMPIEZA CON CHORRO DE ARENA TIPO COMERCIAL A TODAS LAS SUPERFICIES QUE REQUIERAN RECUBRIMIENTO, -

TANTO DE TANQUES COMO TUBERÍAS.

- SE DEBERÁ APLICAR RECUBRIMIENTO SOLAMENTE A LAS SUPERFICIES EXTERNAS, TANTO DE TANQUES COMO TUBERÍAS. LOS SOPORTES SE RECUBRIRÁN COMPLETOS.
- SE DEBERÁ APLICAR UNA CAPA DE RECUBRIMIENTO PRIMARIO INORGÁNICO DE ZINC A UN ESPESOR DE PELÍCULA SECA DE 3.0 MILS, TANTO EN TANQUES COMO TUBERÍAS.
- ALCANCE DE TRABAJOS EN CAMPO:
 - SE DEBERÁ LIMPIAR Y RECUBRIR ÚNICAMENTE LAS ÁREAS DAÑADAS - USANDO LOS MISMOS MATERIALES Y PROCEDIMIENTOS APLICADOS EN TALLER.

SE ENTIENDE QUE ESTOS CRITERIOS SON APLICABLES A EQUIPOS DE COMPRA O FABRICACIÓN NACIONAL.

LAS SUPERFICIES QUE SE SOMETEN A LIMPIEZA DEBERÁN SER CUBIERTAS O PINTADAS EL MISMO DÍA. LAS SUPERFICIES MAQUINADAS O PARA CONTACTO CON EMPAQUES NO DEBEN SER PINTADAS.

7. ESTIMACION DE COSTOS DE EQUIPOS DE DEAEPEACION -
TERMICA.

EL OBJETIVO DE ESTE CAPÍTULO ES EL DE PROVEER UN CRITERIO GENERAL PARA ESTIMAR LOS COSTOS DE INVERSIÓN, OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DE LOS EQUIPOS EN CUESTIÓN.

ESTOS COSTOS ESTARÁN EN FUNCIÓN PRINCIPALMENTE - DE LOS SIGUIENTES FACTORES:

- CAPACIDAD DEL EQUIPO.
- TIPO DE DISEÑO SELECCIONADO PARA EL EQUIPO.
- CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL DEAEREADOR.
- MANTENIMIENTO APLICADO AL EQUIPO E INSTALACIONES.

7.1. Costos de Inversión.

LOS COSTOS DE INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO PARA UN DEAEREADOR TÉRMICO DETERMINADO, COMPRENDEN LOS COSTOS DIRECTOS E INDIRECTOS CORRESPONDIENTES AL EQUIPO Y SUS FACILIDADES EXCLUSIVAMENTE, MISMO QUE CITAREMOS ENSEGUIDA.

EL COSTO DE INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL PARA LOS DEAEREADORES TÉRMICOS COMPRENDE EL CAPITAL FIJO NECESARIO - MÁS LOS COSTOS DE FINANCIAMIENTO DE LA INVERSIÓN FIJA CONS

DERADA, LOS CUALES FLUCTÚAN ENTRE EL 10 Y 20% DEL CAPITAL -
TOTAL.

7.1.1. COSTOS DIRECTOS.

SON LOS COSTOS DE MATERIAL Y LABOR CORRESPONDIENTES A LOS EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA JUNTO CON LAS INSTALACIONES O FACILIDADES QUE SEAN NECESARIAS PARA SU OPERACIÓN, COMO SON: OBRAS CIVILES, AISLAMIENTO, TUBERÍA DE CONEXIÓN - PARA EL DEAERADOR, ETC., PERO EXCEPTUANDO LOS DE CALDERAS, TANQUES DE CONDENSADOS, BOMBAS DE AGUA DEAERADA, DOSIFICADORAS, ETC.

LOS COSTOS DIRECTOS SE COMPONEN DE LOS SIGUIENTES CONCEPTOS:

- EQUIPO DE DEAERACIÓN TÉRMICA.- PRECIO O COSTO DE COMPRA DEL DEAERADOR PUESTO EN EL SITIO, COMPRENDIENDO -- LOS TANQUES DEL DOMO DE DEAERACIÓN, DEL ALMACÉN DE -- AGUA DEAERADA, EL CONDENSADOR DE VENTEO, LAS CHAROLAS Y DEMÁS INTERNOS DEL EQUIPO, BOQUILLAS, SILLETAS - SOPORTE, ETC. PUEDE REPRESENTAR EL 20 - 40% DE LA INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO.
- INSTALACIÓN, INCLUYENDO AISLAMIENTO Y PINTURA.- DE 35 A 45% DEL PRECIO DEL EQUIPO.

- INSTRUMENTACIÓN.- DE 6 A 30% DEL PRECIO DEL EQUIPO.
- TUBERÍA.- DE 10 A 30% DEL PRECIO DE EQUIPO.
- ELÉCTRICO.- ALUMBRADO Y CONEXIÓN A TIERRA DEL EQUIPO, DE 8 A 15% DEL PRECIO DEL EQUIPO.
- OBRAS CIVILES.- ESTRUCTURA PARA EL DEAERADOR, INCLUYENDO --- PLATAFORMA, BASES, ESCALERAS Y BARANDALES; REPRESENTANDO DEL 10 A 70% DEL PRECIO DEL EQUIPO.

7.1.2.- COSTOS INDIRECTOS.

SON LOS GASTOS QUE NO ESTÁN INVOLUCRADOS DIRECTAMENTE CON LOS MATERIALES Y LABOR DEL EQUIPO DEAERADOR INSTALADO, Y --- CONSTITUYEN DEL 15 A 30% DE LA INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO.

ESTOS GASTOS SE COMPONEN DE LOS SIGUIENTES CONCEPTOS:

- INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN.- DE 5 A 15% DE LOS COSTOS DIRECTOS.
- GASTOS PARA LA CONSTRUCCIÓN Y MONTAJE, MÁS GANANCIAS DE CONTRATISTAS.- DE 7 A 20% DE LOS COSTOS DIRECTOS.
- CONTINGENCIAS E IMPREVISTOS.- DE 5 A 15% DE LA INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO.

7.1.3.- PRECIO O COSTO DE COMPRA DE EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉR MICA.

DADO QUE EN ESTE TRABAJO NO ESTÁ DESARROLLADA LA INGENIERÍA DE DETALLE PARA LOS EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA, NOS LIMITAREMOS A DAR UN CRITERIO PARA TENER UN ESTIMADO DEL COSTO DE --- COMPRA O PRECIO DE DICHS EQUIPOS.

EN MÉXICO EN 1981 UN DEAERADOR DE CHAROLAS CON CAPACIDAD PARA 500,000 LB/H DE AGUA DEAEREADA A UNA PRESIÓN DE 5 A 15 -- PSIG CUESTA APROXIMADAMENTE \$ 2,000,000.00 M.N. ANTES DE I.V.A.; -- COMO EQUIPO COMPLETO, CON INTERNOS Y VÁLVULAS, E INCLUYENDO I N S T R U M E N T A C I Ó N, PERO SIN CONSIDERAR TRANSPORTE, NI RECU-- BRIMIENTO, NI AISLAMIENTO.

DESPRECIANDO LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS EQUI-- POS, SE PUEDE ESTIMAR EL COSTO DE CUALQUIER DEAERADOR EN FUNCIÓN DE SU CAPACIDAD, APLICANDO LA REGLA DE LAS 6 DÉCIMAS:

$$C_x = C_y \left(\frac{Q_x}{Q_y} \right)^{0.6} \quad (7-01)$$

DONDE C Y Q SE REFIEREN A COSTO Y CAPACIDAD, RESPECTIVAMENTE.

7.2.- COSTOS DE OPERACIÓN.

LOS COSTOS DE OPERACIÓN DE UN DEAERADOR TÉRMICO SE ESTIMAN COMO SIGUE:

- COSTO UNITARIO DEL AGUA DEAEREADA:

DEPENDIENDO DE LAS CANTIDADES DE AGUA FRÍA DE REPUESTO, RETORNOS DE CONDENSADOS Y VAPOR DE CALENTAMIENTO, Y SUS COSTOS UNL TARIOS, SE TIENE:

BASE DE CÁLCULO: 1 DÍA.

LB DE AGUA FRÍA DE REPUESTO X \$ /LB = \$

LB DE RETORNO DE CONDENSADOS X \$ /LB = \$

LB DE VAPOR DE CALENTAMIENTO X \$ /LB = \$

A

EL COSTO UNITARIO DEL AGUA DEAEREADA SERÁ:

$$C \text{ A.D.} = \frac{A}{\text{LB DE AGUA DEAEREADA}}$$

- COSTO UNITARIO DE ENERGÍA ELÉCTRICA:

SERÁ LA QUE SE CONSUMA EN LOS INSTRUMENTOS Y ACTUADORES DEL EQUIPO, ASÍ COMO EN EL ALUMBRADO NOCTURNO DE LA PLATAFORMA Y ESTRUCTURA DEL DEAERADOR.

NO HAY COSTOS DE LABOR, PUESTO QUE LOS DEAERADORES TRABAJAN AUTOMÁTICAMENTE.

7.3.- COSTOS DE MANTENIMIENTO.

SON LOS COSTOS DEBIDOS AL MANTENIMIENTO PREVENTIVO QUE SE DÉ AL EQUIPO, Y SE ESTIMAN EN FORMA INDICATIVA COMO SIGUE:

- MANTENIMIENTO MECÁNICO.- UN TÉCNICO MECÁNICO Y DOS AYUDANTES, MÍNIMO 5 DÍAS AL AÑO.
- MANTENIMIENTO DE INSTRUMENTACIÓN.- UN TÉCNICO INSTRUMENTISTA Y 2 AYUDANTES, MÍNIMO 15 DÍAS AL AÑO.

LOS NÚMEROS DE HORAS-HOMBRE POR EL COSTO DE HORA-HOMBRE DARÁN LOS COSTOS DE MANTENIMIENTO.

8.- PRUEBAS, ARRANQUE Y MANTENIMIENTO DE EQUIPOS DE DEAERACION TERMICA.

EN ESTE CAPÍTULO SE EXPONEN LAS INDICACIONES MÍNIMAS - NECESARIAS PARA LLEVAR A CABO LAS PRUEBAS, LA PUESTA EN MARCHA Y EL MANTENIMIENTO DE LOS EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA.

8.1.- PRUEBAS.

LAS PRUEBAS A QUE DEBERÁN SOMETERSE LOS DEAERADORES - TÉRMICOS SON:

8.1.1.- PRUEBAS DE FABRICACIÓN.- PARA RECIPIENTES, SON LAS DE RADIOGRAFIADO DE SOLDADURAS, YA SEA 100% Ó SPOT SEGÚN SEA EL CORDÓN Y EL DISEÑO, ASÍ COMO LA PRUEBA HIDROSTÁTICA DE LOS RECIPIENTES, SIGUIENDO TODAS EL CÓDIGO ASME SECCIÓN VIII DIVISIÓN I. PARA TUBERÍAS SON LAS DE RADIOGRAFIADO EN JUNTAS CON ACCESORIOS O - TRAMOS, Y LAS HIDROSTÁTICAS DE CADA LÍNEA, SIGUIENDO EL CÓDIGO - ANSI.

DE PREFERENCIA, ESTAS PRUEBAS DEBEN REALIZARSE EN EL - LUGAR DONDE SE FABRIQUE EL EQUIPO.

8.1.2.- PRUEBAS DE PRE-ARRANQUE.- SE DEBERÁ EFECTUAR LA PRUEBA Y CALIBRACIÓN DE LOS INSTRUMENTOS INCLUYENDO VÁLVULAS DE SEGURIDAD Y ROMPEVACÍO, SEGÚN PROCEDIMIENTOS DE LOS FABRICANTES Y NORMAS DE LA I.S.A. UNA VEZ QUE EL EQUIPO YA ESTÉ DEBIDAMENTE MONTADO E INSTALADO CON SUS VÁLVULAS, ACCESORIOS E INSTRUMENTACIÓN CA-

LIBRADA SE REALIZARÁ LA PRUEBA DE HERMETICIDAD, LA CUAL CONSISTE EN MANTENER AL EQUIPO LLENO DE AGUA FILTRADA Y CLORADA, DURANTE 2 HORAS MÍNIMO SIN FUGAS, A UNA PRESIÓN MENOR O IGUAL A LA MÁXIMA DE OPERACIÓN. LAS VÁLVULAS Y ACCESORIOS DE CONTROL DEBERÁN SER "COMA LEADOS" O SUSTITUIDOS POR CARRETES O TAPONES.

8.1.3.- PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO.- ESTAS PRUEBAS CONSISTEN EN HACER CORRIDAS DE DIFERENTES CONDICIONES DE OPERACIÓN, TALES COMO FIJAR ALIMENTACIONES MÍNIMA, INTERMEDIA Y MÁXIMA DE AGUA O SUMINISTRAR 100% DE AGUA FRÍA, CON EL FIN DE EFECTUAR MEDICIONES DE FLUJOS DE VAPOR, AGUA Y VENTEOS, TEMPERATURA DE AGUA Y PRESIÓN DE VAPOR, TOMANDO MUESTRAS DEL AGUA DEAERADA PARA SU ANÁLISIS. LA FRECUENCIA DE LAS LECTURAS SERÁ DE 2 1/2 MINUTOS PARA LA TEMPERATURA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN Y DE LA PRESIÓN DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO, Y DE 10 MINUTOS PARA LAS DEMÁS OBSERVACIONES. LOS MUESTREOS PUEDEN PROLONGARSE HASTA 15 MINUTOS, O MÁS, SIEMPRE QUE SE ESTABLEZCA LA CALIDAD REQUERIDA. CONSÚLTASE EL CÓDIGO No. PTC-123 DEL ASME PARA PRUEBA DE DEAERADORES.

8.2.- ARRANQUE.

8.2.1.- PRECAUCIONES INICIALES.

ANTES DE PONER EN MARCHA UN DEAERADOR POR PRIMERA VEZ ES RECOMENDABLE DESCARGAR O DEJAR FLUIR TODAS LAS TUBERÍAS PARA ASEGURARSE DE QUE ESTÉN LIMPIAS Y LIBRES DE CUALQUIER MATERIAL EX

TRATJO. TAMBIÉN ES RECOMENDABLE HACER UNA INSPECCIÓN INTERNA AL --
DEAEREADOR PARA VERIFICAR QUE NO HAYA SUSTANCIAS EXTRAÑAS Y QUE NIN--
GUNA PARTE INTERNA SE HAYA PERDIDO O DAÑADO DURANTE EL TRANSPORTE O
LA ERECCIÓN. SÓLO DESPUÉS DE HABER TOMADO ESTAS PRECAUCIONES, TO--
DOS LOS CONTROLES PARA LA PRESIÓN DEL VAPOR SE DEBERÁN FIJAR PARA --
LAS CONDICIONES ESTABLECIDAS, QUEDANDO ASÍ LISTO EL DEAEREADOR PARA
SU PUESTA EN MARCHA.

8.2.2.- PASOS PARA LA PUESTA EN MARCHA.

NORMALMENTE EN TODA PUESTA EN MARCHA DE DEAEREADORES TÉR--
MICOS, SE DEBEN LLEVAR A CABO LAS SIGUIENTES ACCIONES:

- A) VERIFICAR QUE LAS VÁLVULAS AISLADORAS DE LOS NIVELES VISUALES DE VIDRIO ESTÉN ABIERTAS.
- B) VERIFICAR LA TENSIÓN DE LAS ESPREAS O VÁLVULAS INYEC--
TORAS DE AGUA, CUIDANDO QUE SEA LA MISMA PARA TODAS,
Y QUE LAS CONTRA-TUERCAS ESTÉN BIEN APRETADAS.
- C) ABRIR LA VÁLVULA DE PURGA DE VENTEO Y LA VÁLVULA DE
DRENAJE DE AGUA DEAEREADA.
- D) ADMITIR AGUA LENTAMENTE.
- E) ADMITIR VAPOR LENTAMENTE.
- F) CERRAR LA VÁLVULA DE DRENAJE DE AGUA DEAEREADA.
- G) DEJAR QUE VAYA SUBIENDO EL NIVEL DE AGUA EN EL COM--
PARTIMIENTO O TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAE--
READA, HASTA QUE LOS CONTROLES DE NIVEL REGULEN EL --

FLUJO DE AGUA. ESTO IMPLICA QUE PRIMERO SE DESCARGARÁ AGUA A TRAVÉS DEL CONDUCTO DE SALIDA DE SOBREFLUJO AL ACTIVARSE LA SEÑAL DEL FLOTADOR DE ALTO NIVEL; POR LO TANTO, UNA VEZ QUE ESTO SUCEDA SE PUEDE ABRIR LENTAMENTE LA VÁLVULA DE DRENAJE DE AGUA, CON LO QUE LA VÁLVULA DE SOBREFLUJO SE CERRARÁ TOTALMENTE Y SE ESTABLECERÁ LA REGULACIÓN PROPORCIONAL DE NIVEL MEDIANTE EL CONTROLADOR DE NIVEL DE DESPLAZADOR CON PALANCA DE TORSIÓN.

- H) CUANDO EL VAPOR SALGA LIBREMENTE A TRAVÉS DE LA VÁLVULA DE PURGA DE VENTEO, ESTA VÁLVULA DEBERÁ CERRARSE PARCIALMENTE.
- I) TANTO LA PRESIÓN DEL VAPOR COMO EL NIVEL DEL AGUA - DEBEN SER VIGILADOS Y MEDIDOS CUIDADOSAMENTE DURANTE LA PUESTA EN MARCHA, A FIN DE ASEGURARSE QUE LOS CONTROLES ESTÁN FUNCIONANDO ADECUADAMENTE.

CABE SEÑALAR QUE LA VÁLVULA DE DRENAJE DE AGUA DEAERADA PUEDE SER UNA DE LAS VÁLVULAS DE SUCCIÓN DE LAS BOMBAS DE ALIMENTACIÓN DE AGUA A CALDERAS, PUES GENERALMENTE A NINGÚN DEAERADOR SE LE PROVEE DE VÁLVULA PROPIA EN LA LÍNEA DE SALIDA DE AGUA DEAERADA.

8.3.- OPERACIÓN.

8.3.1.- INDICACIONES Y LECTURAS DE RUTINA.

SI UN DEAERADOR TÉRMICO ESTÁ ADECUADAMENTE INSTALADO, -

REQUERIRÁ DE MUY Poca ATENCIÓN POR PARTE DEL PERSONAL.

UNA VEZ QUE LOS DIVERSOS CONTROLES DE NIVEL Y PRESIÓN - HAYAN SIDO CALIBRADOS, EL EQUIPO TRABAJARÁ AUTOMÁTICAMENTE SIGUIENDO LAS VARIACIONES DE CARGA.

CON OBJETO DE ESTAR SEGUROS QUE EL DEAERADOR TRABAJA - ADECUADAMENTE, ES NECESARIO HACER LAS SIGUIENTES LECTURAS, ANOTÁNDOLAS MÍNIMO UNA VEZ POR TURNO:

- A) PRESIÓN EN EL DEAERADOR. DEBE OBSERVARSE SI ES ESTABLE O FLUCTUANTE.
- B) TEMPERATURA DE ENTRADA DEL AGUA.
- C) TEMPERATURA DEL AGUA EN EL COMPARTIMIENTO O TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA.
- D) NIVEL DE AGUA EN EL COMPARTIMIENTO O TANQUE-ALMACÉN. DEBE OBSERVARSE SI ES ESTABLE O FLUCTUANTE.

SI SE REALIZAN REGISTROS HORARIOS DEL FUNCIONAMIENTO DE LA CALDERA, ESTAS LECTURAS SE DEBERÁN HACER TAMBIÉN CADA HORA, EN CUYO CASO SE PODRÍA REQUERIR DE REGISTRADORES AUTOMÁTICOS.

EL AGUA QUE PASA DE LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN A LA DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEAERADA, DEBE ESTAR A UNA TEMPERATURA MUY CERCANA A LA DE SATURACIÓN DEL VAPOR A LA PRESIÓN DE OPERACIÓN DEL EQUIPO. EL AGUA DE LA SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO ESTARÁ SIEMPRE UN POCO MÁS FRÍA DEBIDO A LA PÉRDIDA POR RADIACIÓN, Y LA DIFERENCIA NETA DE TEMPERATURA DEPENDERÁ DE LAS DIMENSIONES DEL COMPARTIMIENTO O TANQUE DE ALMACENAMIENTO, DEL TIPO DE AISLANTE TÉRMICO, DE LA TEMPERATURA AMBIENTE Y DEL GASTO DEL EQUIPO.

8.3.21- DIAGNOSIS DE ANOMALÍAS DE OPERACIÓN.

LAS LECTURAS HECHAS EN UN CIERTO PERÍODO DAN UNA IDEA -- SOBRE CUÁL DEBE SER LA DIFERENCIA DE TEMPERATURAS ENTRE EL AGUA -- DEAERADA EN LA SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO Y LA DEL VAPOR SATURADO A LA PRESIÓN DE OPERACIÓN DEL DEAERADOR. ESTA DIFERENCIA SERÁ MAYOR A CARGAS BAJAS DE GASTO QUE A CARGA MÁXIMA. SI EN UN MOMENTO DADO ESTA DIFERENCIA ES MAYOR DE LA QUE NORMALMENTE SE TIENE EN CONDICIONES SIMILARES, ESTO INDICA QUE EL DEAERADOR TRABAJA IRREGULARMENTE. EN GENERAL ESTAS SITUACIONES DE ANOMALÍA EN LA OPERACIÓN, PUEDEN -- SER DEBIDAS A ALGUNA DE LAS SIGUIENTES CAUSAS:

- A) EL DEAERADOR TRABAJA CON UN GASTO SUPERIOR AL MÁXIMO PREVISTO.
- B) LA PRESIÓN DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO ES INFERIOR A LA PREVISTA PARA LA OPERACIÓN DEL DEAERADOR.
- C) PURGA DE VENTEO INSUFICIENTE.
- D) FUNCIONAMIENTO DEFECTUOSO DEL CONTROLADOR DE PRESIÓN.
- E) INSUFICIENCIA DE PRESIÓN EN LA ALIMENTACIÓN DEL AGUA AL EQUIPO, O CAÍDA DE PRESIÓN EXCESIVA DEL AGUA A TRAVÉS DE LA SECCIÓN DE ALIMENTACIÓN O ROCIADO INTERNO.
- F) MALA DISTRIBUCIÓN INTERNA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN.
- G) FORMACIÓN DE INCRUSTACIONES EN EL EQUIPO Y SUS INTERNOS.

- H) SUCIEDAD EN LOS TUBOS DEL CONDENSADOR DE VENTEO.
- I) DESCOMPOSTURA DE LOS TERMÓMETROS O MANÓMETROS.

SI LA SITUACIÓN ANÓMALA NO PUEDE SER ATRIBUÍDA A NINGUNA DE LAS CAUSAS CITADAS, ES NECESARIO PONER FUERA DE SERVICIO AL DEAE READOR E INSPECCIONAR INTERIORMENTE EL EQUIPO.

EL BUEN FUNCIONAMIENTO DE UN DEAEREA DOR DEPENDE EN GRAN MEDIDA DEL CONTROL DE LA PRESIÓN DEL VAPOR DENTRO DEL CUERPO DEL EQUIPO. ES ESENCIAL EVITAR FLUCTUACIONES ERRÁTICAS EN LA PRESIÓN DEL VAPOR, PERO PUEDEN HACERSE CAMBIOS GRADUALES DE DICHA PRESIÓN DENTRO DEL RANGO PARA EL CUAL SE DISEÑA EL EQUIPO.

DE CUALQUIER MANERA, LAS VARIACIONES BRUSCAS DE PRESIÓN PUEDEN INFLUIR DESFAVORABLEMENTE SOBRE LA EFICIENCIA DE LA DEAEREA CIÓN. TAMBIÉN LAS CAÍDAS DE PRESIÓN, SI SON REPENTINAS Y DE VALOR CONSIDERABLE, PUEDEN PROVOCAR LA AUTO-EVAPORACIÓN DEL AGUA DEAEREA DA EN EL DEPÓSITO DE ALMACENAMIENTO.

8.4.- PUESTA FUERA DE SERVICIO.

CUANDO SE DESEE PONER FUERA DE SERVICIO A UN DEAEREADOR, SE DEBERÁN SEGUIR LAS SIGUIENTES INDICACIONES:

- A) REDUCIR GRADUALMENTE LA CARGA DE AGUA, LO MÁS LENTAMENTE POSIBLE.
- B) ABRIR COMPLETAMENTE LA VÁLVULA DE PURGA DE VENTEO.
- C) CERRAR GRADUALMENTE LA ALIMENTACIÓN DE VAPOR.
- D) CERRAR LA ALIMENTACIÓN DEL AGUA.

ES MUY IMPORTANTE QUE AL REDUCIR LA ALIMENTACIÓN DE VA--
POR, ESTO SE HAGA LO MÁS LENTAMENTE POSIBLE PARA EVITAR CAÍDAS BRUS-
CAS DE PRESIÓN QUE PUDIERAN CAUSAR VIOLENTOS GOLPES DE AGUA, VIBRA-
CIONES FUERTES, ETC.

8.5.- MANTENIMIENTO.

EL MANTENIMIENTO DE UN DEAERADOR TIENE POR OBJETO ASEGURARSE QUE EL EQUIPO ESTÉ SIEMPRE EN BUEN ESTADO Y APTO PARA LA OPERACIÓN. A CONTINUACIÓN SE DAN ALGUNAS INDICACIONES PARA LLEVAR A CABO EL MANTENIMIENTO PREVENTIVO.

SIEMPRE QUE SE PONGA EL EQUIPO FUERA DE SERVICIO SE DEBERÁN REVISAR Y DAR MANTENIMIENTO A TODOS LOS INSTRUMENTOS DEL DEAERADOR, ASÍ COMO A TODAS LAS VÁLVULAS.

SE DEBERÁ REVISAR PERIÓDICAMENTE EL FUNCIONAMIENTO DE LAS ESPREAS, DEJANDO ABIERTO EL REGISTRO DE LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN PARA OBSERVAR EL ESPREADO. SI SE REQUIERE, LA TENSIÓN DE LAS ESPREAS DEBE SER REAJUSTADA.

SE DEBERÁ INSPECCIONAR PERIÓDICAMENTE EL INTERIOR DEL DEAERADOR PARA VERIFICAR SI HAY ACUMULAMIENTO DE SUCIEDAD Y DEPÓSITOS, Y PARA BUSCAR SEÑAS DE CORROSIÓN.

LA CORROSIÓN PUEDE SER CAUSADA POR UN EXCESO DE O_2 ó CO_2 DE LOS VENTEOS EN EL EQUIPO, Y TAMBIÉN POR PH ÁCIDO DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN. NORMALMENTE LA CORROSIÓN QUE PROVOCA EL OXÍGENO SE MANIFIESTA POR LA PRESENCIA DE ÓXIDO DE FIERRO CON EL CONSIGUIENTE CONSUMO DE METAL DE LAS PLACAS. EL ÓXIDO FERROSO ES DE COLOR NEGRO Y

SE ENCONTRARÁ EN CONTACTO CON LAS LÁMINAS DE ACERO, FORMANDO UNA CAPA DE HERRUMBRE. LA CORROSIÓN PROVOCADA POR LA ACIDEZ DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN, GENERALMENTE EJERCIDA POR EL CO_2 , SE MANIFIESTA POR LA DISOLUCIÓN DEL METAL EN EL AGUA, Y ESTARÁ ACOMPAÑADA LA MAYORÍA DE LAS VECES POR UNA RÁPIDA CORROSIÓN DEL OXÍGENO.

SI EL DEAERADOR ES OPERADO ADECUAMENTE, Y SI EL AGUA DE ALIMENTACIÓN VIENE NEUTRA O ALCALINA, EN REALIDAD SÓLO HABRÁ UNA CORROSIÓN INSIGNIFICANTE.

SI EL DEAERADOR SE USA INTERMITENTEMENTE, LAS SUPERFICIES INTERNAS SE EXPONDRÁN A LA CORROSIÓN ATMOSFÉRICA. ESTE DAÑO ES OCASIONADO POR EL OXÍGENO DEL AIRE QUE SE PONE EN CONTACTO CON LAS PARTES INTERNAS DURANTE LOS PERÍODOS EN LOS QUE EL EQUIPO ESTÉ FUERA DE SERVICIO.

EN PERÍODOS PROLONGADOS DE INACTIVIDAD ES DESEABLE VACIAR EL DEAERADOR Y LIMPIARLO INTERNAMENTE. SE RECOMIENDA ADEMÁS, SECAR LAS PAREDES INTERNAS, DE PREFERENCIA CON SOPLADO DE AIRE.

NOTA:

EN UN MOMENTO DADO PUEDE SER NECESARIO MODIFICAR LAS INDICACIONES CITADAS Y APLICAR PROCEDIMIENTOS ESPECIALES, ADECUADOS A LAS EXIGENCIAS ESPECÍFICAS DE UNA PLANTA DETERMINADA.

8.6. CRITERIOS FUNDAMENTALES PARA LA ESTABILIZACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DEL RENDIMIENTO DE ELIMINACIÓN DE INCONDENSABLES POR LOS DEAERADORES TÉRMICOS.

PARA LOGRAR PRIMERO LA ESTABILIZACIÓN O NORMALIZACIÓN DEL FUNCIONAMIENTO Y LUEGO LA OPTIMIZACIÓN DEL RENDIMIENTO DE ELIMINACIÓN DE INCONDENSABLES, SE PROPONEN EN SEGUIDA 2 LISTAS DE CHEQUEO:

A) DESDE EL PUNTO DE VISTA - PROCESO:

- MEDIANTE LECTURAS TOMADAS DIRECTAMENTE AL AGUA DEAERADA, REVISAR QUE EL CALENTAMIENTO DE ESTA AGUA SEA COMPLETO. OBTIENE A UN CALENTAMIENTO INCOMPLETO, LA CALIDAD DEL AGUA DEAERADA EMPOBRECE. VER LA FIGURA No. 8-01.-
- MEDIANTE MEDICIÓN DE LAS CARGAS CORRESPONDIENTES, REVISAR QUE SEA ADECUADA LA RELACIÓN EN % DE EXCESO DE VAPOR DE CALENTAMIENTO PARA ARRASTRE DE VENTEO NO CONDENSADO. VER FIGURA No. 8-02-A.
- MEDIANTE MEDICIONES Y LECTURAS TOMADAS DIRECTAMENTE EN EL AGUA DE ALIMENTACIÓN, REVISAR LAS CARGAS Y TEMPERATURAS DE AGUA A LA ENTRADA PARA TENER UN PRONÓSTICO DEL CONTENIDO DE O_2 RESIDUAL EN EL AGUA DEAERADA

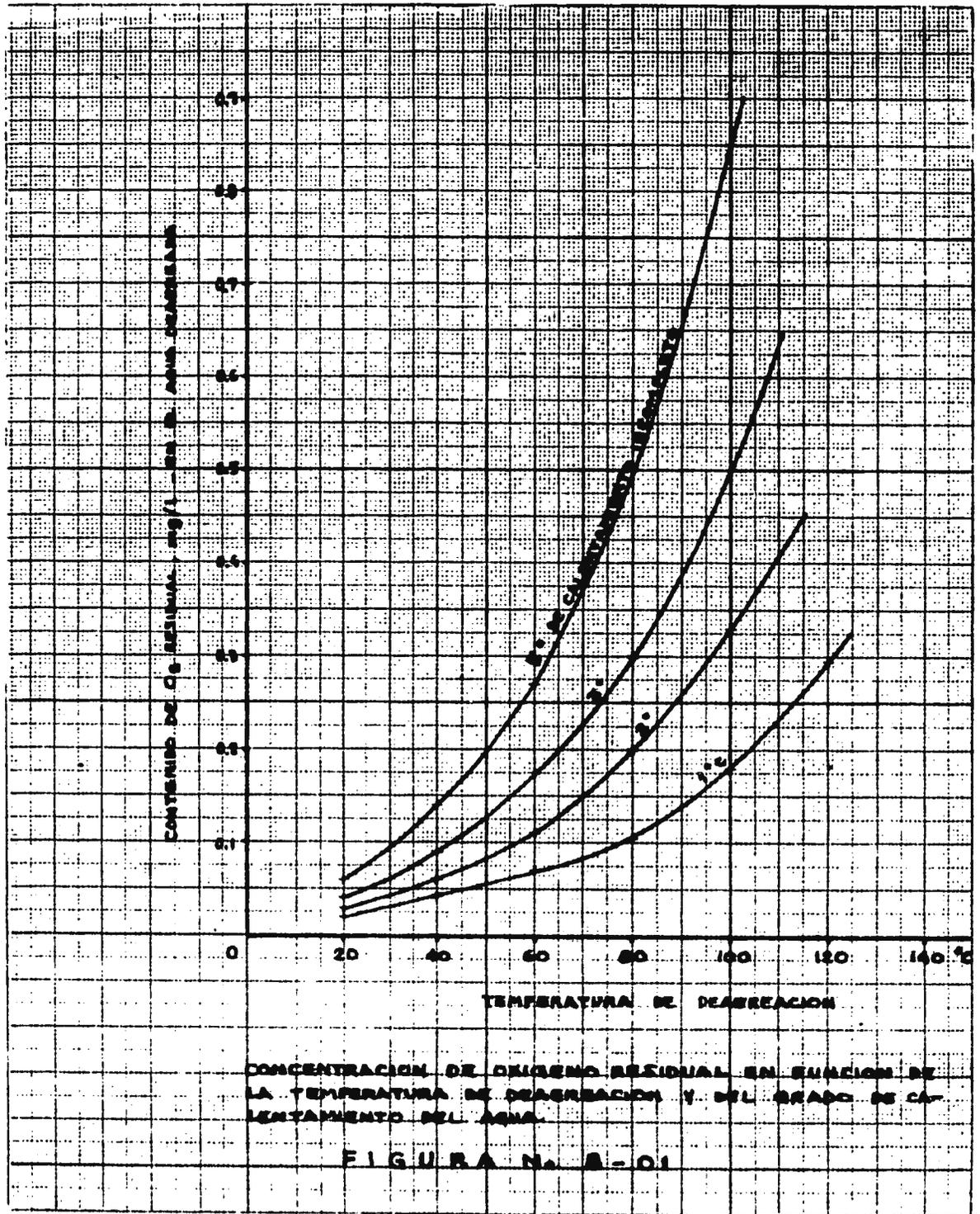
DA, Y A PARTIR DE ÉSTO TOMAR LA ACCIÓN QUE CONVenga,
POR EJEMPLO CON EL EXCESO DE VAPOR DE CALENTAMIENTO.
VER FIGURA No. 8-02-B.

B) DESDE EL PUNTO DE VISTA MECÁNICO Y DE INSTRUMENTACIÓN:

- REVISAR EN LA PUESTA EN MARCHA Y PERIÓDICAMENTE EN -
CADA PARO, EL AJUSTE DE LAS ESPREAS ROCIADORAS, EL -
ESTADO DE LAS CHAROLAS Y/O INTERNOS, VÁLVULAS, ETC.

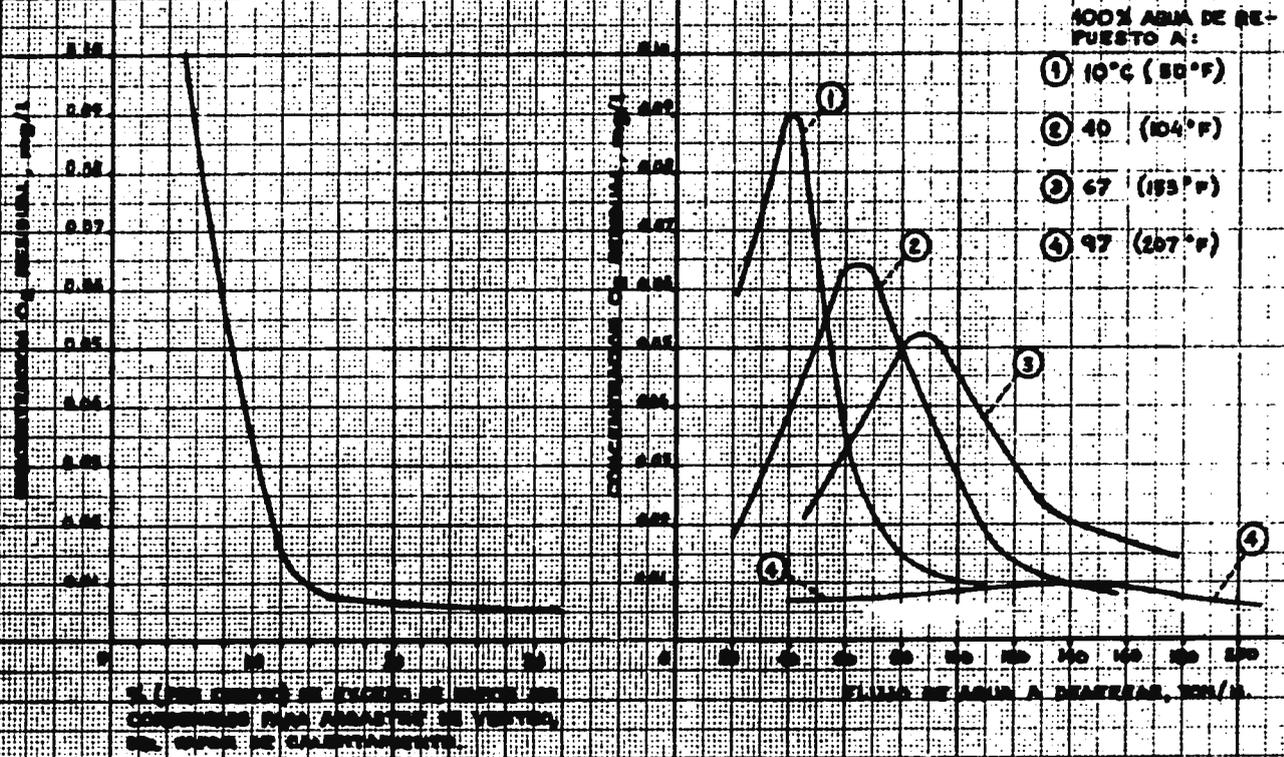
- ANÁLOGAMENTE A LO ANTERIOR, REVISAR LA CALIBRACIÓN -
DE TODOS LOS INSTRUMENTOS, CONTROLADORES, POSICIONA-
DORES, ACTUADORES, ETC. QUE ESTÉN INVOLUCRADOS EN LA
DEAEREACIÓN.

- REVISAR EL AISLAMIENTO TÉRMICO DEL EQUIPO Y LÍNEAS.



CONCENTRACION DE OMBENO RESIDUAL EN FUNCION DEL EXCESO DE VAPOR DE CALENTAMIENTO PARA AERAR EN VENTIL O NO CONDENSADO.

CONCENTRACION DE OMBENO RESIDUAL EN FUNCION DEL FLUJO DE AGUA A DEARRAR Y LA TEMPERATURA DE AGUA DE ALIMENTACION.



(a)

(b)

FIGURA No. 3-52

9. CONCLUSIONES.

PARA PLANTEAR LAS CONCLUSIONES SOBRE ESTE TRABAJO, NOS CONCRETAREMOS A CUBRIR BREVEMENTE CADA UNA DE LAS SIGUIENTES CUESTIONES:

- A) CASOS EN LOS CUALES SE RECOMIENDA EL USO DE LOS DEAERADORES TÉRMICOS.
- B) EFICIENCIA EN EL RENDIMIENTO DE ELIMINACIÓN DE GASES INCONDENSABLES.
- C) OTRAS FUNCIONES Y VENTAJAS QUE REPORTAN LOS DEAERADORES TÉRMICOS.
- D) IMPORTANCIA QUE TIENE EL DISEÑO DE DEAERADORES TÉRMICOS PARA LA OPERACIÓN Y DURACIÓN DE OTROS EQUIPOS.
- E) RECOMENDACIÓN Y CONSIDERACIONES SOBRE TIPOS Y DISEÑOS DE DEAERADORES TÉRMICOS CON MAYORES VENTAJAS DE FUNCIONAMIENTO.
- F) CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES SOBRE LOS CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DE EQUIPOS DE DEAERACIÓN.

LA RESPUESTA A ESTOS INCISOS ES COMO SIGUE:

- A) SE RECOMIENDA EL USO DE EQUIPOS DE DEAERACIÓN TÉRMICA - EN TODO SISTEMA O PLANTA DONDE LAS NECESIDADES TANTO DE CANTIDAD COMO DE CALIDAD DE AGUA PARA ALIMENTACIÓN DE CALDERAS O AGUA DE ALTA PUREZA SIN CONTENIDO DE GASES CORROSIVOS, SEA MAYOR DE 4 000 HASTA MÁS DE 1 000 000 LB/H Y DESDE 0,5 HASTA 0,005 MG/ O CONTENIDO C RO DE OXÍGENO, RESPECTIVAMENTE; CON LAS VARIACIONES DE GASTO, TEMPERATURA, ETC. QUE CADA SISTEMA REQUIERA.
- B) DE LOS PROCEDIMIENTOS FÍSICOS, LA DEAERACIÓN TÉRMICA ES LO MÁS ADECUADO PARA OBTENER UN AHORRO DE ENERGÍA CONSUMIENDO EL MÍNIMO DE PRODUCTOS QUÍMICOS REDUCTORES E INHIBIDORES DE CORROSIÓN, PUES GARANTIZA EL MÁXIMO RENDIMIENTO DE ELIMINACIÓN DE GASES CORROSIVOS DISUELTOS O EN EQUILIBRIO DE FASES EN EL SENO DEL AGUA.
- C) POR OTRA PARTE, ES EN LOS DEAERADORES TÉRMICOS A PRESIÓN POR CALENTAMIENTO DONDE SE LLEVA A EFECTO EL BALANCE DE LAS CARGAS DE LOS SISTEMAS TÉRMICOS O DE FUERZA, MEDIANTE LA DOSIFICACIÓN O ALIMENTACIÓN CONTROLADA DE LAS CORRIENTES LÍQUIDAS Y GASEOSAS QUE INTERVIENEN EN TODO EL CICLO, ÉSTO ES: EL VAPOR EXHAUSTO COMO MEDIO DE CALENTAMIENTO, EL RETORNO DE CONDENSADOS Y LA REPOSICIÓN DE AGUA FRÍA - DESMINERALIZADA O SUAVIZADA, TODO SEGÚN EL CASO, PERO GENERALIZANDO EN ESTA FORMA, DANDO COMO PRODUCTOS EL AGUA DEAERADA QUE SE VA A ALIMENTAR A LA

CALDERA, Y LOS GASES INCONDENSABLES QUE SE VENTEAN POR LA CABEZA DEL DEAERADOR. OTRA VENTAJA QUE DAN LOS DEAE READORES EN SU EFECTO DE CALENTAR EL AGUA HASTA UN PUNTO MUY PRÓXIMO AL DE SATURACIÓN A PRESIÓN POCO MAYOR QUE LA ATMOSFÉRICA (5 A 30 O HASTA UNAS 50 PSIG, APROX.).

- D) LA IMPORTANCIA DEL DISEÑO DE DEAERADORES RESIDE EN QUE, DE LAS CARACTERÍSTICAS, DIMENSIONES Y DISPOSITIVOS TANTO INTERNOS COMO EXTERNOS, DEPENDE QUE SE PRODUZCA LA CANTIDAD Y CALIDAD SATISFACTORIAS DEL AGUA PARA ALIMENTACIÓN DE CALDERAS, SIN DEJAR DE TENER EN MENTE QUE TODO ESTO - GARANTIZARÁ LA OPERACIÓN SEGURA Y CONFIABLE DE LOS EQUIPOS QUE HAGAN USO DEL AGUA DEAEREADA ASÍ COMO DEL VAPOR QUE SE GENERE CON ELLA, ADEMÁS SE CONTEMPLARÁ EL ALARGAR LO MÁS POSIBLE LA VIDA DE ESOS EQUIPOS CONSUMIDORES DIRECTA O INDIRECTAMENTE DEL AGUA DEAEREADA.

POR LO TANTO, UNO DE LOS OBJETIVOS DEL DEAERADOR TÉRMICO ES PROTEGER CONTRA LA CORROSIÓN A TODOS AQUELLOS EQUIPOS: CALDERAS, TURBINAS, CAMBIADORES DE CALOR, REACTORES, -- EYECTORES, ETC., QUE HAGAN USO YA SEA DEL AGUA DEAEREADA DI-- RECTAMENTE O DEL VAPOR QUE CON ELLA SE GENERE.

- E) EN GENERAL PERO LIMITÁNDOSE A LAS EXIGENCIAS PARTICULARES QUE PRESENTE ALGUNA PLANTA O CASO DETERMINADOS, SE RECO-- MIENDAN LOS EQUIPOS DE DEAERACIÓN A BASE DE CHAROLAS O -

TABLILLAS, ESPREAS ROCIADORAS Y CONDENSADOR DE VENTEO -
POR CONTACTO DIRECTO.

EN CUALQUIER CASO, LAS CONSIDERACIONES QUE CON-
DUZCAN A RECOMENDAR O SELECCIONAR EL TIPO DE ELEMENTO Y DI-
SEÑO DE CADA SECCIÓN QUE INTEGRE AL DEAERADOR TÉRMICO, DE-
BEN ESTAR ORIENTADAS A DAR, EN CONJUNTO, EL EQUIPO MÁS ---
FLEXIBLE, EFICIENTE, COMPACTO, SILENCIOSO Y CUYO MANTENI---
MIENTO Y OPERACIÓN SEAN DE LO MÁS BARATO.

F) LOS CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DE LOS DEAERADORES TÉRMI---
COS SE DEBEN REALIZAR POR SECCIÓN, ÉSTO ES: ALIMENTA---
CIÓN, CONDENSACIÓN DE VENTEO, DEAERACIÓN Y ALMACENA---
MIENTO, SIGUIENDO LAS RECOMENDACIONES CITADAS EN EL CA-
PÍTULO 4 PARA EL DISEÑO DE CADA ETAPA.

EL PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO MÁS APROPIADO PARA
EL DISEÑO, TANTO DE LA SECCIÓN DE DEAERACIÓN COMO DE LA DE
CONDENSACIÓN DE VENTEO, ES EL QUE SE BASA EN LA TEORÍA DE -
LA MEMBRANA O PELÍCULA APLICADA AL EQUILIBRIO DE FASES, PA-
RA LO CUAL SE PUEDEN USAR LOS VALORES RECOMENDADOS PARA LOS
PRINCIPALES PARÁMETROS, TALES COMO LA MASA-VELOCIDAD "G", -
EL COEFICIENTE ESPECÍFICO DE TRANSFERENCIA DE MASA " $k_y a$ ",
ETC.

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

- A.S.M.E.- CONSENSUS ON OPERATING PRACTICES FOR THE CONTROL OF FEEDWATER AND BOILER WATER — QUALITY IN MODERN INDUSTRIAL BOILERS.- NEW YORK, U.S.A.- 1979.
- A.S.M.E.- POWER TEST CODES.- DEAERATORS.- — NEW YORK, U.S.A.- 1958.
- BORJAS MUÑOZ R, CAMAS PÉREZ J.B., HDEZ. ACEITUNO R.M. ET AL.- ESTUDIO EXPERIMENTAL DE UN SISTEMA DE CALENTAMIENTO POR CONTACTO DIRECTO ENTRE GASES DE COMBUSTIÓN Y AGUA.- TESIS U.N.A.M. FAC.- QUÍMICA.- MÉXICO, D. F.- 1969.
- DEGRÉMONT, SOCIEDAD PARA LA DEPURACIÓN DE AGUAS.- WATER TREATMENT HANDBOOK.- 5A. EDICIÓN.- HALSTED PRESS.- NEW YORK, U.S.A.- 1979.
- FEDERAL WATER POLLUTION CONTROL ADMINISTRATION.- WATER QUALITY CRITERIA.- WASHINGTON, D.C.- U.S.A. 1968.

- FOUST A.S., WENZEL L.A., CLUMP C.W. ET AL.- -
PRINCIPLES OF UNIT OPERATIONS.- 2A. EDICIÓN.-
TOPPAN WILEY.- NEW YORK, U.S.A.- 1979.

- FRANCO TOSI S.P.A.- TURBINE A VAPORE.- LIBRO
DE INSTRUCCIONES DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO
PARA PLANTA SAINT GOBAIN.- CHAUNY ET CREY.-
LEGNANO, ITALIA.- 1960.

- HEAT EXCHANGE INSTITUTE.- STANDARDS & TYPICAL
SPECIFICATIONS FOR DEAERATORS.- 4A. EDICIÓN.-
NEW YORK, U.S.A.- 1963.

- NORDELL ESKEL.- TRATAMIENTO DE AGUA PARA LA -
INDUSTRIA Y OTROS USOS.- 2A. EDICIÓN.- CÍA.
EDITORIAL CONTINENTAL, S.A.- MÉXICO, D.F. --
1976.

- PERRY R.H., CHILTON C.H.- CHEMICAL ENGINEER'S
HANDBOOK.- 5A. EDICIÓN.- MC GRAW HILL.- -
NEW YORK, U.S.A.- 1973.

- POWELL SHEPPARD T.- ACONDICIONAMIENTO DE AGUAS
PARA LA INDUSTRIA.- 1A. EDICIÓN.- EDITORIAL -
LIMUSA, S.A.- MÉXICO, D. F.- 1974.

- RIZHKIN V. YA.- CENTRALES TERMOELÉCTRICAS. -
EDITORIAL MIR.- MOSCÚ. U.R.S.S.- 1979.

- SOULTHORPE WILLIAM L.- DESIGN OF HIGH PRESSURE
STEAM & HIGH TEMPERATURE WATER PLANTS.- INDUS-
TRIAL PRESS INC.- NEW YORK, U.S.A.- 1972.

- STANISLAVLIEVICI L.- TRAITEMENT DE L'EAU POUR
L'INDUSTRIE.- GAUTHIER VILLARS.- PARIS,FRANCIA.
1963.

- THE PERMUTIT CO.- WATER TREATMENT DATA BOOK.- -
NEW YORK, U.S.A.- 1961.

- THE PERMUTIT CO.- WATER TREATMENT HANDBOOK.- -
NEW YORK, U.S.A.- 1965.