



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
"ZARAGOZA"

## DISEÑO DE UN SECADOR ROTATORIO DIRECTO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

**INGENIERO QUIMICO**

P R E S E N T A :

CARLOS SITJA ALVAREZ

ENERO 1987



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis está 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.

## INDICE

1.	INTRODUCCION . . . . .	3
2.	ANTECEDENTES . . . . .	4
3.	GENERALIDADES	
	A. FUNDAMENTOS DE SECADO . . . . .	19
	B. SECADOR ROTATORIO . . . . .	35
4.	DISEÑO DEL SECADOR ROTATORIO DIRECTO	
	A. IDENTIFICACION DE VARIABLES . . . . .	48
	B. BASES DE DISEÑO . . . . .	56
	C. BALANCE DE MASA Y ENERGIA . . . . .	65
	D. DIMENSIONAMIENTO . . . . .	68
	E. CALCULOS . . . . .	74
5.	EQUIPO AUXILIAR E INSTRUMENTOS	
	A. CALCULO DE EQUIPO AUXILIAR . . . . .	85
	B. SELECCION DE INSTRUMENTOS . . . . .	103

6.	DIAGRAMAS	
A.	DIAGRAMA DE FLUJO . . . . .	.111
B.	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION . . . . .	.115
C.	PLANO DE LOCALIZACION GENERAL . . . . .	.117
7.	MANUAL DE OPERACION . . . . .	.119
8.	CONCLUSIONES . . . . .	.122
9.	BIBLIOGRAFIA . . . . .	.124
10.	ANEXO I	
11.	ANEXO II	
12.	ANEXO III	

## 1. INTRODUCCION

PARA DESTACAR LA IMPORTANCIA DEL SECADO EN LAS INDUSTRIAS DE PROCESO, BASTARÍA ENUMERAR LAS PRINCIPALES FUNCIONES QUE CUMPLE EN LOS DIVERSOS CAMPOS DE APLICACIÓN Y HACER HINCAPIÉ QUE GENERALMENTE ES UNA OPERACIÓN TERMINAL. ASÍ EL SECADO SE ENCUENTRA PRESENTE CUANDO DEBA CONSIDERARSE LA CONSERVACIÓN DEL PRODUCTO, SU FACILIDAD DE MANEJO Y TRANSPORTE, TANTO COMO SU ACABADO FINAL.

DIVERSOS SON LOS EQUIPOS QUE SON UTILIZADOS PARA ESTE PROCESO Y RECIBEN EL NOMBRE GENÉRICO DE SECADORES, CADA UNO DISEÑADO PARA ATENDER NECESIDADES ESPECÍFICAS EN LAS CONDICIONES DE ENTRADA Y SALIDA DE LOS PRODUCTOS Y REQUERIMIENTOS ESPECIALES DE OPERACIÓN. POR OTRO LADO, ESTE TIPO DE PARÁMETROS DETERMINAN YA, EN CADA TIPO DE SECADOR, DIVERSAS ALTERNATIVAS QUE FINALMENTE DEFINEN EL SECADOR APROPIADO.

ES EL OBJETO DE ESTE TRABAJO EL DISEÑO TERMODINÁMICO DE UN SECADOR ROTATORIO DIRECTO Y EL CÁLCULO DE SU EQUIPO AUXILIAR (SOPLADORES, SEPARADOR CICLÓNICO Y ACONDICIONADOR DE AIRE), DICHO EQUIPO DEBERÁ RESPONDER A NECESIDADES MÚLTIPLES, COMO SON LA INVESTIGACIÓN Y LA DOCENCIA.

A FIN DE CUMPLIR DICHAS FUNCIONES, LA SELECCIÓN DE LOS MATERIALES QUE DEBERÁ MANEJAR ESTE EQUIPO, SE HARÁ DE ACUERDO A LAS ANTERIORES PREMISAS. ES ASÍ QUE EN EL SIGUIENTE CAPÍTULO QUEDARÁN DEFINIDAS TALES SUBSTANCIAS.

## 2. ANTECEDENTES

LA INGENIERÍA QUÍMICA COMO DISCIPLINA PRETENDE LA CORRECTA Y EFICIENTE OPERACIÓN DE LAS PLANTAS DE PROCESO. PARA LOGRAR SU PROPÓSITO GRAN PARTE DE SU ESFUERZO ESTÁ DEDICADO A LA INVESTIGACIÓN, LA CUAL ABARCA DIVERSOS CAMPOS QUE VAN DESDE LA GENERACIÓN DE MODELOS EMPÍRICOS DE DESCRIPCIÓN DE FENÓMENOS, HASTA EL DISEÑO DE COMPLEJOS INDUSTRIALES.

ES CLARO QUE DICHO PUNTO ESTÁ ENMARCADO EN LA GENERACIÓN DE TECNOLOGÍA, DE DONDE RESULTA LA IMPORTANCIA QUE REVISTE PARA CUALQUIER EMPRESA O PAÍS EL NO DEJARLA DE LADO. UN ADECUADO DESARROLLO EN ESTE SENTIDO CONSISTE EN VINCULAR EL TRABAJO TEÓRICO CON EL PRÁCTICO; ASÍ QUE EN ALGUNOS PAÍSES EXISTE UNA RELACIÓN ESTRECHA ENTRE EL APARATO EDUCATIVO Y LA INDUSTRIA, LOGRANDO ASÍ LOABLES RESULTADOS.

TODO ESTO TRAE COMO CONSECUENCIA QUE LAS AULAS SEAN EL LUGAR DONDE SE DISCUTAN LOS PROBLEMAS DE ORDEN PRÁCTICO DE LA INDUSTRIA, Y A SU VEZ, ÉSTA EL SITIO DONDE NACEN LAS INQUIETUDES TEÓRICAS SOBRE LA EXPLICACIÓN DE LOS FENÓMENOS INHERENTES.

DE LO ARRIBA EXPUESTO, SURGE LA IMPORTANCIA DE PODER IMPLEMENTAR UN ADECUADO LABORATORIO DE INGENIERÍA EN LAS INSTITUCIONES QUE IMPARTEN LA CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA. CON ESTO, LA COMUNIDAD EN DICHS CENTROS SE ENCUENTRA DISPUESTA PARA ATENDER ADEMÁS DE LAS CUESTIONES ACADÉMICAS,

LOS PROYECTOS QUE FINALMENTE DEBERÁN CRISTALIZAR EN MEJORAS O INNOVACIONES A LOS PROCESOS.

ES CONVENIENTE ABRIR UN PARÉNTESIS, CON EL FIN DE ABORDAR EL PROBLEMA DE LA DEPENDENCIA TECNOLÓGICA, EL CUAL HA SIDO OBJETO DE NUMEROSAS POLÉMICAS EN LOS PAÍSES SUBDESARROLLADOS, QUE SON LOS QUE REALMENTE PADECEN ESTE ORDEN DE COSAS. DICHA CUESTIÓN MANTIENE LA CONDICIÓN DE REZAGO ECONÓMICO, YA QUE LOS PAÍSES POSEEDORES DE TECNOLOGÍA, SÓLO TRANSFIEREN AQUÉLLA QUE ES YA PARA ELLOS OBSOLETA (EN LA MAYORÍA DE LOS CASOS).

DE ACUERDO A ESTE ESTADO DE COSAS, RESULTA AÚN MÁS IMPORTANTE LA GENERACIÓN DE TECNOLOGÍA PROPIA, ACORDE CON LAS NECESIDADES ESPECÍFICAS DE CADA PAÍS, A FIN DE ROMPER LA CADENA QUE LOS UNE CON LOS EXPORTADORES DE ÉSTA.

COMO SE HA DICHO ANTERIORMENTE, SE PROPONE EL DISEÑO DE UN EQUIPO DE SECADO ROTATORIO, QUE SE HARÁ TOMANDO EN CUENTA LAS PREMISAS QUE AHÍ SE PLANTEARON, AUNADAS A LAS QUE EN ESTE CAPÍTULO SE CONSIDERAN.

LOS LINEAMIENTOS GENERALES DEL DISEÑO DEBERÁN DESCANSAR POR LO TANTO EN LO SIGUIENTE:

1. EL EQUIPO DEBERÁ MANEJAR UNA GAMA DE MATERIALES.
2. EL EQUIPO DEBERÁ RESPONDER EN LA MEDIDA DE LO POSIBLE, A LAS NECESIDADES DE INVESTIGACIÓN PLANTEADAS EN ESTE TIPO DE EQUIPOS.

LAS CUESTIONES ARRIBA ANOTADAS SEÑALAN LA IMPORTANCIA DE ESPECIFICAR DEBIDAMENTE LOS MATERIALES QUE MÍNIMAMENTE DEBERÁ MANEJAR EL SECADOR ROTATORIO.

EN PRINCIPIO SE SABE QUE ESTE TIPO DE EQUIPOS TRABAJAN CON SUBSTANCIAS SÓLIDAS HÚMEDAS, ESTO DE ALGUNA FORMA CIRCUNSCRIBE LA ELECCIÓN. SE PENSÓ QUE UN PRIMER CRITERIO DE ELECCIÓN, ACORDE CON TODO LO QUE SE HA DICHO, SERÍA UN ANÁLISIS DE LAS IMPORTACIONES DE SÓLIDOS QUE REPRESENTAN ALTAS EROGACIONES PARA EL PAÍS. A CONTINUACIÓN SE MUESTRA LA TABLA DE IMPORTACIONES EN EL PERIODO (1978-1985) DE SÓLIDOS CUYO MONTO FUE SUPERIOR A LOS \$3.500.000.00 U.S.

TABLA 1

PRINCIPALES IMPORTACIONES DE LOS PRODUCTOS SÓLIDOS  
REALIZADAS EN EL PERIODO 1978-1985

1978	TONELADAS	M \$ U.S.
ARENAS SILÍCEAS O CUARZOSAS CON ÓXIDO DE HIERRO	328.196.0	5.575.7
FOSFATO DE CALCIO (FOSFORITAS)	863.461.0	24.287.5
ÓXIDO DE ALUMINIO	93.932.4	18.495.4
CARBONATO DE SODIO	103.907.4	9.494.1
TETRABORATO DE SODIO	22.733.2	5.604.2

## CONTINUACION TABLA 1

7

1979	TONELADAS	M \$ U.S.
CLORURO DE VINILO	63,388.7	19,529.8
TETRABORATO DE SODIO	26,559.4	5,646.1
ÓXIDO DE ALUMINIO	96,766.9	20,702.7
CARBONATO DE SODIO	138,835.3	9,921.8
FOSFATO DE CALCIO (FOSFORITAS)	861,509.2	31,051.5
SULFATO DE BARIO	92,832.5	12,244.7
1980	TONELADAS	M \$ U.S.
FOSFATO DE CALCIO (FOSFORITAS)	120,000.0	3,500.0
SULFATO DE BARIO	127,500.0	18,000.0
CEMENTO PORTLAND	270,000.0	13,000.0
COQUE	110,000.0	14,000.0
HIDRÓXIDO DE SODIO	320,000.0	34,250.0
ÓXIDO DE ALUMINIO (ALÚMINA ANHIDRA)	88,000.0	24,000.0
CARBONATO DE SODIO	200,000.0	18,000.0
2,4 DIAMINO TOLUENO	8,000.0	8,000.0
GLUTAMATO DE SODIO	3,400.0	6,500.0
2-HIDROXIBENZOMORFÁN	1,500.0	10,000.0
BENCIL PENICILINA POTÁSICA	710.0	11,000.0
1981	TONELADAS	M \$ U.S.
FOSFATO DE CALCIO (FOSFORITAS)	620,000.0	23,600.0
SULFATO DE BARIO	31,000.0	20,000.0
CEMENTO PORTLAND	400,000.0	17,000.0

## CONTINUACION TABLA 1

8

COQUE	146,500.0	18,000.0
HIDRÓXIDO DE SODIO	250,000.0	42,000.0
ÓXIDO DE ALUMINIO	105,000.0	31,000.0
CARBONATO DE SODIO	140,000.0	15,000.0
2,4 DIAMINO TOLUENO	9,000.0	10,000.0
GLUTAMATO DE SODIO	4,100.0	10,000.0
2 HIDROXIBENZOMORFÁN	1,500.0	20,000.0
BENCIL PENICILINA POTÁSICA	360.0	11,000.0
1982	TONELADAS	M \$ U.S.
HIDRÓXIDO DE SODIO	55,171.0	8,767.3
ÓXIDO DE ALUMINIO	71,770.0	20,708.3
CARBONATO DE SODIO	94,910.8	10,446.3
CLORURO DE VINILO	34,213.4	9,188.7
FOSFATO DE CALCIO (FOSFORITAS)	1,287,230.0	36,778.0
ARENAS SILÍCEAS, ARCILLAS Y CAOLÍN	1,214,528.0	18,977.0
SULFATO DE BARIO	179,703.0	23,703.0
1983	TONELADAS	M \$ U.S.
FOSFATO DE CALCIO (FOSFORITAS)	396,690.0	11,334.0
ARENAS SILÍCEAS, ARCILLAS Y CAOLÍN	696,512.0	11,833.0
SULFATO DE BARIO	68,657.6	9,056.0
COQUE DE PETRÓLEO	127,745.0	16,835.0
CASEÍNA	3,841.6	8,012.0
ÓXIDO DE ALUMINIO	97,085.3	28,332.0
CARBONATO DE SODIO	235,193.1	11,963.0

## CONTINUACION TABLA 1

9

SOSA CÁUSTICA	182.879.0	9,419.0
CEMENTOS ALUMINOSOS	11,941.0	4,885.0
ABONOS MINERALES	391,761.8	60,229.0
1984	TONELADAS	M \$ U.S.
CATALIZADORES		
PREPARADOS	11,586.7	18,848.6
COQUE DE PETRÓLEO		
(PASTA)	20,912.9	8,017.7
DINAMITA	1,458.3	6,340.4
CASEÍNA	5,749.1	11,990.4
BENCIL PENICILINA POTÁSICA	195.9	4,711.6
METIONINA	5,384.3	13,874.3
ACRILONITRILO	24,907.0	17,296.8
TETRABORATO DE SODIO	16,664.3	5,628.0
FOSFATO DE CALCIO	4,397.6	3,771.8
CARBONATO DE SODIO	185,219.1	9,421.1
CIANURO DE SODIO	4,249.0	5,529.5
SOSA CÁUSTICA	148,946.5	7,671.3
ÓXIDO DE ALUMINIO	86,417.7	25,219.0
COQUE DE PETRÓLEO	53,852.3	16,754.4
BAUXITA CALCINADA	53,813.5	6,986.3
CEMENTOS ALUMINOSOS	9,007.1	3,684.8
AMIANTO EN FIBRA O ROCA	47,456.2	35,536.7
FOSFATO DE CALCIO		
(FOSFORITAS)	1,244,302.9	32,550.0
CAOLÍN	78,844.5	7,558.7

## CONTINUACION TABLA 1

10

1985	TONELADAS	M \$ U.S.
CAOLÍN	90.607.1	9.448.0
ARCILLAS REFRACTARIAS	129.054.4	6.854.1
FOSFATO DE CALCIO (FOSFORITAS)	1.038.424.1	27.247.4
CEMENTOS ALUMINOSOS	9.499.8	3.753.7
AMIANTO EN FIBRA O ROCA	50.735.5	34.858.4
COQUE DE PETRÓLEO	136.790.4	18.026.9
SODIO	3.922.8	6.296.4
SOSA CÁUSTICA	671.718.6	7.247.0
ÓXIDO DE ALUMINIO	90.393.4	25.816.7
HIDRÓXIDO DE ALUMINIO	17.942.5	5.098.0
CARBONATO DE SODIO	76.838.3	7.899.4
CIANURO DE SODIO	4.592.8	5.580.0
TETRABORATO DE SODIO	18.281.0	5.899.8
ACRILONITRILLO	58.851.2	35.321.1
NITRATO DE AMONIO	61.039.4	5.658.3
UREA	21.026.6	4.310.5
ABONOS MINERALES QUÍMICOS		
O FOSFATADOS	266.014.4	40.896.7
CLORURO DE POTASIO	170.015.7	18.776.8
SULFATO DE POTASIO	33.679.3	10.400.8
FOSFATO DIBÁSICO DE AMONIO	20.809.8	3.582.3
COQUE DE PETRÓLEO (PASTA)	21.214.4	7.246.1
CATALIZADORES PREPARADOS	11.670.1	25.216.1

POLIETILENO DE ALTA		
DENSIDAD SIN NEGRO DE HUMO	57,658.6	34,251.4
POLIETILENO SIN NEGRO		
DE HUMO	153,105.7	86,678.0
CAUCHO NATURAL		
INCLUSO GUTAPERCHA	54,310.4	4,354.1
POLÍMERO 2-CLORO		
BUTADIENO	3,620.3	8,456.0

EN LA TABLA ANTERIOR SE OBSERVA LA PRESENCIA DEL FOSFATO DE CALCIO: MATERIA PRIMA EN LA INDUSTRIA DE LOS FERTILIZANTES; SECTOR AL QUE SE LE HA DADO UNA IMPORTANCIA PREPONDERANTE EN EL SECTOR PÚBLICO. RESULTA OBVIO EL ÉNFASIS DADO A ÉSTE, POR SU ESTRECHA RELACIÓN CON EL DE ALIMENTOS, Y NO ES FORTUITO POR TANTO, QUE FERTIMEX SEA UNA DE LAS PARAESTATALES MÁS IMPORTANTES.

POR LO TANTO, SE CONSIDERA IMPORTANTE DAR IMPULSO A LA INDUSTRIA DE PRODUCCIÓN DE FERTILIZANTES HASTA LLEGAR A LA AUTOSUFICIENCIA EN ESTE RENGLÓN.

PARA TENER UNA IDEA DE LAS NECESIDADES DE FERTILIZANTES DEL PAÍS, SE PRESENTAN LAS PRODUCCIONES E IMPORTACIONES DE FERTIMEX (VER TABLAS 2 Y 3).

AUNQUE PUEDEN OBSERVARSE EN LAS TABLAS LOS MOVIMIENTOS POCO PAREJOS Y NO CONTINUOS, EN GENERAL LA SITUACIÓN APUNTA HACIA EL INCREMENTO EN EL USO DE FERTILIZANTES. ADICIONALMENTE, EL SECADOR ROTATORIO ESTÁ MUY LIGADO A ESTA INDUSTRIA, DONDE CUBRE LAS FUNCIONES DE SECADO, OBTIENIENDO ESTO LO LOGRA ASOCIADO CON OTROS EQUIPOS COMO SON: TRITURADORES, CICLONES ETC. TODO ESTO INDICA QUE LOS MATERIALES QUE MANEJARÍA EL SECADOR Y CUYAS CARACTERÍSTICAS SE EMPLEARÁN PARA EL DISEÑO PODRÍAN SER LOS DE ESTE GRUPO.

TOMANDO EN CUENTA LAS ANTERIORES TABLAS, SE HAN SELECCIONADO LOS FERTILIZANTES Y LAS MATERIAS PRIMAS QUE PRODUCE E IMPORTA FERTIMEX, COMO LOS MATERIALES SUSCEPTIBLES DE SER SECADOS.

FERTILIZANTES	1974	1975	1976	1977	1978	1979
SULFATO DE AMONIO	497.0	558.3	636.1	644.2	658.7	856.4
NITRATO DE AMONIO	147.8	153.6	147.2	153.5	110.1	134.0
UREA	336.0	335.9	351.5	389.3	339.2	300.2
SUPERFOSFATO SIMPLE	254.1	282.2	289.8	283.6	282.0	363.3
SUPERFOSFATO TRIPLE	254.5	242.6	216.1	272.1	222.7	186.4
FOSFATO DIAMONICO	128.7	137.9	147.4	159.1	72.0	69.9
COMPLEJOS NPK	153.5	159.6	180.1	162.6	250.6	206.5
MEZCLAS	57.0	53.6	43.0	41.8	50.1	30.5
TOTAL	<u>1828.6</u>	<u>1923.7</u>	<u>2011.2</u>	<u>2106.2</u>	<u>1985.4</u>	<u>2147.2</u>
PRODUCTOS INTERMEDIOS PARA FERTILIZANTES						
AMONIAICO	20.9	23.3	22.7	20.5	17.9	18.0
ACIDO SULFURICO	1466.0	1359.0	1333.0	1480.0	1519.0	1531.0
ACIDO NITRICO	152.9	161.9	159.7	160.5	151.8	157.5
SOLUCION DE NITRATO DE AMONIO	190.8	207.9	208.3	203.3	190.5	198.2
ACIDO FOSFORICO	354.4	335.6	315.7	352.0	304.5	260.8
TOTAL	<u>2185.0</u>	<u>2087.7</u>	<u>2039.4</u>	<u>2216.3</u>	<u>2183.7</u>	<u>2165.5</u>

TABLA 2. PRODUCCIONES ANUALES DE FERTIMEX DURANTE  
 EL PERIODO 1974-1979.  
 (MILES DE TONELADAS)

FERTILIZANTES	1980	1981	1982	1983	1984	1985
SULFATO DE AMONIO	1069.0	1402.0	1672.0	1290.5	1504.3	1614.7
NITRATO DE AMONIO	117.1	104.2	107.4	112.8	111.2	111.1
UREA	401.5	512.7	829.6	973.0	1053.8	1366.0
SUPERFOSFATO SIMPLE	275.3	366.5	383.7	301.0	228.8	313.7
SUPERFOSFATO TRIPLE	114.5	148.8	120.6	269.7	248.0	253.6
FOSFATO DIAMONICO	111.5	122.0	165.5	82.7	82.4	90.8
COMPLEJOS NPK	251.1	281.7	299.6	280.9	294.6	310.5
MEZCLAS	35.2	26.9	29.3	33.5	25.7	23.3
TOTAL	2375.2	2964.8	3607.7	3344.1	3548.8	4083.7
PRODUCTOS INTERMEDIOS PARA FERTILIZANTES						
AMONIACO	20.6	19.4	18.0	13.3	12.6	--
ACIDO SULFURICO	1512.0	1744.0	1572.0	2032.0	2320.7	2395.4
ACIDO NITRICO	150.6	744.3	149.4	147.5	152.1	154.0
SOLUCION DE NITRATO DE AMONIO	189.0	181.3	188.1	185.4	191.3	192.8
ACIDO FOSFORICO	233.6	311.3	301.7	298.5	322.8	315.4
TOTAL	2105.8	3000.3	2229.2	2676.7	2999.5	3057.6

TABLA 2. PRODUCCIONES ANUALES DE FERTIMEX DURANTE  
 EL PERIODO 1980-1985  
 (MILES DE TONELADAS)  
 (CONTINUACIÓN)

FERTILIZANTES	1977	1978	1979	1980	1981
COMPUESTOS NITROGENADOS					
AMONIACO ANHIDRO	65.1	--	--	--	--
NITRATO DE AMONIO	77.9	120.0	89.4	50.2	35.6
SULFATO DE AMONIO	297.7	156.0	316.0	--	--
UREA	82.4	58.2	136.5	130.8	368.2
TOTAL	523.1	334.2	541.9	181.0	403.8
COMPUESTOS FOSFATADOS					
SUPERFOSFATO TRIPLE	--	--	--	--	40.9
TOTAL	--	--	--	--	40.9
COMPUESTOS POTASICOS					
CLORURO DE POTASIO	45.3	100.0	106.9	118.0	118.3
SULFATO DE POTASIO	8.6	11.1	18.0	15.9	13.6
TOTAL	53.9	111.1	124.9	133.9	131.9
OTROS N.P.K.(*)					
FOSFATO DIAMONICO	17.9	168.3	134.1	150.0	288.4
COMPLEJOS:					
20-10-10	25.4	--	--	--	--
18-12-6	--	44.4	--	--	--
17-17-17	--	--	29.0	--	--
TOTAL	43.3	212.7	163.1	150.0	288.4
TOTAL	620.3	658.0	829.9	464.9	865.0

(\*) N.P.K. (NITROGENO, FOSFORO, POTASIO)

TABLA 3. IMPORTACIONES REALIZADAS POR FERTIMEX  
EN EL PERIODO 1977-1981  
(MILES DE TONELADAS)

SUSTANCIAS	1977	1978	1979	1980	1981
	MATERIAS PRIMAS				
ACIDO SULFURICO	--	4.3	67.3	90.8	375.9
FOSFORO AMARILLO	0.7	0.7	0.8	0.4	0.8
PARANITROFENOLATO SODICO	2.8	4.3	1.2	1.2	2.0
PARANITROCLORO BENCENO	--	--	--	0.9	3.0
DIOXIDO DE SILICIO	--	--	--	0.3	--
HIDROXIDO DE ALUMINIO	0.4	--	--	--	0.6
ROCA FOSFORICA	92.6	1153.0	1220.0	121.0	840.1
CLORO	--	--	--	2.1	1.0
OTROS PRODUCTOS	--	1.0	0.6	--	--
TOTAL	<u>96.5</u>	<u>1163.3</u>	<u>1289.9</u>	<u>216.7</u>	<u>1223.4</u>

TABLA 3. IMPORTACIONES REALIZADAS POR FERTIMEX  
 EN EL PERIODO 1977-1981  
 (MILES DE TONELADAS)  
 (CONTINUACION)

FERTILIZANTES	1982	1983	1984	1985
COMPUESTOS NITROGENADOS				
AMONIACO ANHIDRO	---	---	---	---
NITRATO DE AMONIO	64.1	---	59.1	60.5
SULFATO DE AMONIO	---	---	---	---
UREA	198.9	40.9	---	37.5
TOTAL	263.0	40.9	59.1	98.0
COMPUESTOS FOSFATADOS				
SUPERFOSFATO TRIPLE	159.3	67.6	61.7	148.3
TOTAL	159.3	67.6	61.7	148.3
COMPUESTOS POTASICOS				
CLORURO DE POTASIO	105.3	39.3	64.2	102.0
SULFATO DE POTASIO	14.9	27.9	31.5	21.5
TOTAL	120.2	67.2	95.7	123.5
OTROS N.P.K.				
FOSFATO DIAMONICO	269.2	181.1	184.5	186.0
COMPLEJOS:				
20-10-10	---	---	---	---
18-12-6	---	---	---	---
17-17-17	---	---	---	59.6
TOTAL	269.2	181.1	184.5	245.6
TOTAL	811.7	356.8	401.0	615.4

TABLA 3. IMPORTACIONES REALIZADAS POR FERTIMEX  
EN EL PERIODO 1982-1985  
(MILES DE TONELADAS)  
(CONTINUACION)

SUSTANCIAS	1982	1983	1984	1985
	MATERIAS PRIMAS			
ACIDO SULFURICO	479.1	42.2	--	--
FOSFORO AMARILLO	0.2	--	--	--
PARANITROFENOLATO SODICO	--	--	--	--
PARANITROCLORO BENCENO	--	--	--	--
DIOXIDO DE SILICIO	--	--	--	--
HIDROXIDO DE ALUMINIO	--	--	--	--
ROCA FOSFORICA	1142.0	396.7	1244.3	1038.4
CLORO	--	--	--	--
OTROS PRODUCTOS	--	--	--	--
TOTAL	1621.3	438.9	1244.3	1038.4

TABLA 3. IMPORTACIONES REALIZADAS POR FERTIMEX  
EN EL PERIODO 1982-1985  
(MILES DE TONELADAS)  
(CONTINUACIÓN)

POR ÚLTIMO, SE PRESENTA LA LISTA DE SÓLIDOS QUE DEBERÁ MANEJAR EL SECADOR.

1. CLORURO DE POTASIO
2. FOSFATO DIAMÓNICO
3. FOSFATO MONOBÁSICO
4. NITRATO DE AMONIO
5. SULFATO DE AMONIO
6. SULFATO DE MAGNESIO
7. SULFATO DE POTASIO
8. SUPERFOSFATO TRIPLE DE CALCIO
9. SUPERFOSFATO DE CALCIO
10. UREA

### 3. GENERALIDADES

#### A) FUNDAMENTOS DE SECADO

PARA DAR CONGRUENCIA AL ANÁLISIS QUE SE PRESENTA EN ESTE CAPÍTULO, ES NECESARIO PRIMERO, DEJAR CLARAMENTE DEFINIDO EL CONCEPTO DE SECADO. AUNQUE EN LA VIDA COTIDIANA SE ENCUENTRAN UN SIN FIN DE PROCEDIMIENTOS COMÚNMENTE DENOMINADOS DE "SECADO", PARA EL PROFESIONAL DE LA INGENIERÍA QUÍMICA, EL SECADO COMO OPERACIÓN UNITARIA, SE REFIERE A LA ELIMINACIÓN DE UN LÍQUIDO DE UN SÓLIDO POR PROCEDIMIENTOS TÉRMICOS (SECADO SIGNIFICA ELIMINAR UN LÍQUIDO DE UN SÓLIDO POR PROCEDIMIENTOS TÉRMICOS. ESTA DEFINICIÓN DISTINGUE AL SECADO DE LA EXTRACCIÓN DE LA HUMEDAD DE SÓLIDOS POR MEDIOS MECÁNICOS, PERO NO ESTABLECE NINGUNA DIFERENCIA CON RESPECTO A LA EVAPORACIÓN, EN LA CUAL SE UTILIZA CALOR PARA EVAPORAR GRANDES CANTIDADES DE AGUA DE SOLUCIONES O SUSPENSIONES. EL SECADO Y LA EVAPORACIÓN SE DIFERENCIAN POR EL APARATO EMPLEADO PARA REALIZAR LA OPERACIÓN Y PORQUE EN LOS PROCESOS DE EVAPORACIÓN SE ELIMINAN, POR LO GENERAL, CANTIDADES MUCHO MAYORES DE LÍQUIDOS POR HORA QUE EN LOS PROCESOS DE SECADO.) (38).

LA IMPORTANCIA QUE REVISTE LA OPERACIÓN DE SECADO EN LAS INDUSTRIAS DE PROCESO ES OBVIA, SI PASAMOS REVISTA A LAS RAZONES POR LAS CUALES SE SECA: (25,38)

1. FACILITAR LA MANIPULACIÓN EN ALGÚN TRATAMIENTO POSTERIOR.
2. PERMITIR LA UTILIZACIÓN SATISFATORIA DEL PRODUCTO FINAL.
3. REDUCIR COSTOS DE TRANSPORTE.
4. AUMENTAR LA CAPACIDAD DE OTROS APARATOS O INSTALACIONES DE PROCESO.
5. AUMENTAR EL VALOR Y LA UTILIDAD DE LOS DESPERDICIOS O LOS SUBPRODUCTOS.
6. CONSERVAR UN PRODUCTO DURANTE SU ALMACENAMIENTO O TRANSPORTE.

EN LA SECUENCIA DE PROCESO LOS EQUIPOS DE SECADO NORMALMENTE SIGUEN A UN PROCESO DE CRISTALIZACIÓN, FILTRACIÓN O DE ESCURRIMIENTO MECÁNICO DE LÍQUIDO, YA QUE DICHO PROCESO ES MÁS ECONÓMICO E IMPLICA UNA OPERACIÓN MÁS SENCILLA; ADEMÁS PRECEDEN A UN PASO DE MOLIENDA O DE EMPAQUETAMIENTO, RAZÓN POR LA CUAL ES CONSIDERADA UNA OPERACIÓN DE ACABADO.

PARA QUE SE LLEVE A EFECTO EL PROCESO DE SECADO ES NECESARIO QUE SUCEDAN DOS FENÓMENOS SIMULTÁNEOS; DE LA RAPIDEZ CON QUE OCURRAN DEPENDE LA PROPIA INTENSIDAD DE SECADO. ÉSTOS SON: LA TRANSMISIÓN DE CALOR PARA EVAPORAR EL LÍQUIDO Y LA TRANSFERENCIA DE MASA. LA ÚLTIMA A SU VEZ OCURRE DE DOS MANERAS: TRANSFERENCIA DE LÍQUIDO Y/O VAPOR

DENTRO DEL SÓLIDO Y COMO VAPOR EN LAS SUPERFICIES HÚMEDAS.

EL SECADO HA SIDO OBJETO DE ESTUDIO DESDE DIVERSAS PERSPECTIVAS, SIN EMBARGO PODEMOS SEÑALAR DOS TENDENCIAS MUY MARCADAS:

A) INVESTIGACIONES BASADAS EN EL MECANISMO INTERNO DE LA CIRCULACIÓN DEL LÍQUIDO.

B) INVESTIGACIONES SUSTENTADAS EN LAS VARIACIONES DE LAS CONDICIONES EXTERNAS (TEMPERATURA, HUMEDAD, VELOCIDAD Y DIRECCIÓN DEL MEDIO DE SECADO).

DE ESTAS DOS MANERAS DE ABORDAR EL PROBLEMA, LA SEGUNDA ES GENERALMENTE LA MÁS EMPLEADA Y LA DE MAYOR IMPORTANCIA, DADO QUE LOS DATOS ASÍ OBTENIDOS SIRVEN AL PROYECTO, SELECCIÓN, DISEÑO Y FUNCIONAMIENTO DE SECADORES, ASÍ COMO AL ESTABLECIMIENTO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN.

LAS INVESTIGACIONES DEL MECANISMO INTERNO DE CIRCULACIÓN DEL LÍQUIDO, SE BASAN EN EL ESTUDIO DE LOS GRADIENTES DE HUMEDAD INTERNA; ES POSIBLE QUE ALGUNOS DE LOS SIGUIENTES MECANISMOS OCURRAN:

1. DIFUSIÓN EN SÓLIDOS HOMOGÉNEOS CONTINUOS
2. CIRCULACIÓN CAPILAR EN SÓLIDOS GRANULARES Y POROSOS
3. CIRCULACIÓN PRODUCIDA POR GRADIENTES DE CONTRACCIÓN Y PRESIÓN

4. CIRCULACIÓN CAUSADA POR LA GRAVEDAD
5. CIRCULACIÓN CAUSADA POR UNA SUCESIÓN DE VAPORIZACIONES Y CONDENSACIONES

UNO O VARIOS MECANISMOS PUEDEN SER LOS CONTROLANTES DE LA TRANSFERENCIA EN UN LAPSO DETERMINADO DURANTE EL SECADO. LAS COMPLICACIONES INHERENTES A TALES PROCESOS, HACEN DE SU DETERMINACIÓN UN PROBLEMA EXPERIMENTAL DIFÍCIL (38). LO CUAL HACE QUE EL DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE SECADO SE ABORDE VÍA LAS VARIABLES EXTERNAS.

EL PROCESO DE SECADO, COMO CUALQUIER OTRO, ES DETERMINADO POR MÚLTIPLES VARIABLES. SIN EMBARGO, PARA SU ESTUDIO LAS VARIABLES EXTERNAS MÁS IMPORTANTES SON: TEMPERATURA, HUMEDAD, VELOCIDAD Y DIRECCIÓN DEL MEDIO DE SECADO, PROPIEDADES FÍSICAS DEL SÓLIDO, MOVIMIENTO DEL SÓLIDO CON RESPECTO AL MEDIO DE SECADO O MÉTODO DE SOPORTE DEL PRODUCTO Y EL CONTACTO ENTRE MEDIO DE SECADO Y SÓLIDO HÚMEDO.

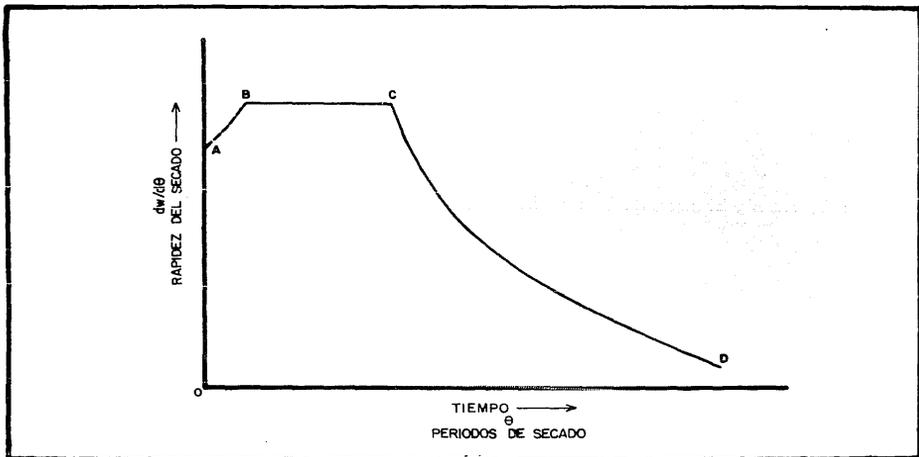
LA VARIABLE FUNDAMENTAL EN EL SECADO, ES SIN DUDA LA HUMEDAD DEL SÓLIDO, POR LO QUE EL INTERÉS SE CENTRA EN LOS CAMBIOS QUE SUFRE ÉSTA. EXPERIMENTALMENTE SE HA DETERMINADO SU VARIACIÓN CON RESPECTO AL TIEMPO, LO QUE HA HECHO PATENTE LA EXISTENCIA DE DIFERENTES PERIODOS DE SECADO.

PERIODOS DE SECADO.- PARA LA CUANTIFICACIÓN DE LAS VARIACIONES DE LA HUMEDAD CON RESPECTO AL TIEMPO, SE HAN PROPUESTO DIVERSAS ALTERNATIVAS; PERO SE HA LOGRADO ESTABLECER QUE EL ESTUDIO GRÁFICO DE LA VARIACIÓN DE LA HUMEDAD CON RESPECTO AL TIEMPO VERSUS EL TIEMPO O LA HUMEDAD, SON LOS MÁS ADECUADOS PARA EL ANÁLISIS.

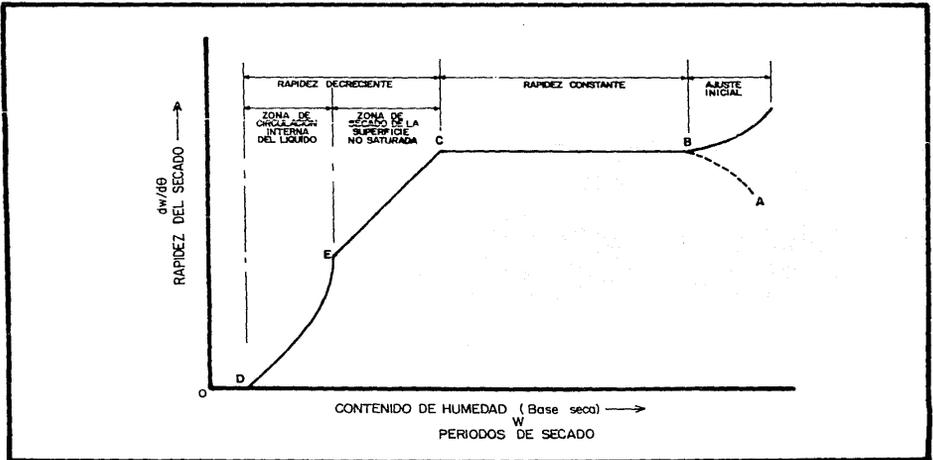
AL OBSERVAR LAS GRÁFICAS 1 Y 2 SE APRECIAN DIFERENTES SEGMENTOS DE DIVERSA PENDIENTE, QUE CORRESPONDEN A OTROS TANTOS PERIODOS DE SECADO. EL SEGMENTO AB REPRESENTA EL PRIMERO DE ESTOS, EN EL CUAL EL SÓLIDO SE CALIENTA, Y PUEDE O NO SER IMPORTANTE.

EL SIGUIENTE SEGMENTO BC; ES EL DE VELOCIDAD DE SECADO CONSTANTE. AQUÍ EL FENÓMENO QUE OCURRE FUNDAMENTALMENTE ES EL DE EVAPORACIÓN DE LAS SUPERFICIES HÚMEDAS; Y MIENTRAS ÉSTAS PERMANEZCAN HÚMEDAS, LA EVAPORACIÓN SERÁ INDEPENDIENTE DE LOS MECANISMOS INTERNOS DE MOVIMIENTO DEL LÍQUIDO DENTRO DEL SÓLIDO. CABE ACLARAR QUE LA VELOCIDAD DE SECADO ES EQUIVALENTE A LA DE LA EVAPORACIÓN DE UNA CAPA DE LÍQUIDO SIN QUE EL SÓLIDO EXISTA Y PARA IDÉNTICAS CONDICIONES EXTERNAS.

PARTIENDO DE LO ANTERIOR, LA VELOCIDAD DE SECADO DEPENDE DE LA INTENSIDAD DE DIFUSIÓN DE VAPOR DEL LÍQUIDO, HACIA LA CORRIENTE GASEOSA. EN ESTE PUNTO SE IGUALAN LAS VELOCIDADES DE TRANSFERENCIA DE CALOR DEL GAS HACIA EL LÍQUIDO Y LA DE LA EVAPORACIÓN, ALCANZÁNDOSE UNA TEMPERATURA CONSTANTE: LA DE BULBO HÚMEDO (EN AUSENCIA DE OTROS FENÓMENOS



TIEMPO Y RAPIDEZ DE SECADO  
GRAFICA I



CONTENIDO DE HUMEDAD Y RAPIDEZ DEL SECADO  
 GRAFICA 2

CALORÍFICOS). POR LO TANTO, LOS BALANCES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y TRANSFERENCIA DE MASA CONSTITUYEN LA BASE PARA LOS CÁLCULOS DE SECADO.

LA MAGNITUD DE LA VELOCIDAD DE SECADO CONSTANTE ES FUNCIÓN:

1. DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y TRANSFERENCIA DE MASA.
2. DE LA SUPERFICIE EXPUESTA AL MEDIO DE SECADO.
3. DE LAS DIFERENCIAS ENTRE LAS TEMPERATURAS DE LA CORRIENTE DE GAS Y LA SUPERFICIE HÚMEDA DEL SÓLIDO, Y DE LA HUMEDAD DEL GAS.

EXISTE ADEMÁS, UNA PELÍCULA ESTACIONARIA DE GAS QUE CIRCUNDA AL SÓLIDO HÚMEDO Y QUE RESTRINGE EL PASO DE LÍQUIDO (HUMEDAD) DE LA SUPERFICIE DE ÉSTE A LA CORRIENTE GASEOSA, ASÍ COMO LA TRANSFERENCIA DE CALOR QUE SE LLEVA A CABO EN EL SENTIDO INVERSO.

EN ESTE PERIODO EL EFECTO DE LA VELOCIDAD DEL GAS SE MANIFIESTA SOBRE EL ESPESOR DE LA PELÍCULA EXPUESTA, POR LO QUE SE VEN MODIFICADOS LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA, QUE A SU VEZ CAMBIAN LOS FLUXES RESPECTIVOS.

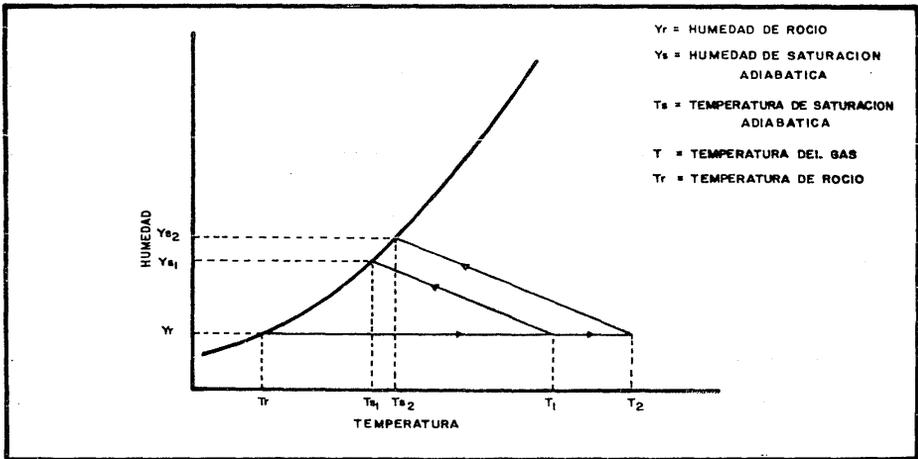
FINALMENTE, PODEMOS DECIR QUE LA VELOCIDAD DE SECADO ES INFLUENCIADA EN FORMA DIRECTA POR LA MASA VELOCIDAD DEL GAS.

CUANDO EL GAS DE SECADO SE HALLA A TEMPERATURAS POR ENCIMA DEL PUNTO DE EBULLICIÓN DEL LÍQUIDO, LA DIFERENCIA DE PRESIONES (PRESIÓN DE VAPOR DEL LÍQUIDO EN LA SUPERFICIE Y LA PRESIÓN, PARCIAL DEL VAPOR EN EL GAS DE SECADO) SE APROXIMA A CERO AÚN CUANDO EXISTE APRECIABLE VELOCIDAD DE SECADO, DE AHÍ QUE RESULTE CONVENIENTE UTILIZAR LA DIFERENCIA DE TEMPERATURAS, YA QUE DE NO EXISTIR, NO HABRÁ SECADO.

OTRO EFECTO IMPORTANTE EN ESTAS CONDICIONES ES LA ELEVACIÓN DEL PUNTO DE ROCÍO, QUE CONLLEVA A UNA MAYOR CAPACIDAD DE ABSORCIÓN DE LÍQUIDO POR EL GAS. (VER GRÁFICA 3).

COMO PUEDE OBSERVARSE EN UNA GRÁFICA DE HUMEDAD CONTRA TEMPERATURA LA CURVA DE SATURACIÓN ADIABÁTICA TOCA LA LÍNEA DE EQUILIBRIO EN UN PUNTO MÁS ALTO (PUNTO DE MAYOR HUMEDAD DE SATURACIÓN ADIABÁTICA) MIENTRAS MÁS SE CALIENTA EL GAS.

EL CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DE SECADO SE ABORDA DESDE EL PUNTO DE VISTA DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR, YA QUE PARA USAR LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA, SE REQUIERE DEL CONOCIMIENTO DE LA TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE DE SECADO O EN SU DEFECTO, PARA CALCULARLA, HAY QUE APOYARSE EN CONSIDERACIONES DEL FENÓMENO CALORÍFICO. POR LO CONSIGUIENTE SE UTILIZAN LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR (38).



HUMEDAD VERSUS TEMPERATURA  
 GRAFICA 3

AL FINALIZAR EL PERIODO DE VELOCIDAD CONSTANTE, SE INICIA EL DE VELOCIDAD DECRECIENTE, CARACTERIZADO A SU VEZ POR DOS ZONAS: ZONA DE SECADO SUPERFICIAL NO SATURADA Y ZONA DE CIRCULACIÓN INTERNA DEL LÍQUIDO.

ES OPORTUNO ACLARAR QUE DICHAS ZONAS SE INICIAN AL LLEGAR AL PUNTO DE HUMEDAD CRÍTICA. SI UN SÓLIDO SE SECA A CONTENIDOS MAYORES DE HUMEDAD QUE DICHO PUNTO, TODO EL PROCESO OCURRE EN EL PERIODO DE VELOCIDAD CONSTANTE.

EN LA ZONA DE SECADO SUPERFICIAL NO SATURADA, LA DISMINUCIÓN DE LA VELOCIDAD DE SECADO SE DEBE A LA DISMINUCIÓN DEL ÁREA HÚMEDA DEL SÓLIDO Y EN ESTE MOMENTO, EL SECADO ES CONTROLADO POR LA VELOCIDAD DE MIGRACIÓN DEL LÍQUIDO A LA SUPERFICIE DONDE LA EVAPORACIÓN TIENE LUGAR. POR LO TANTO, EL CALOR ES TRANSFERIDO AL ÁREA EXTERNA A UNA VELOCIDAD DECRECIENTE PARA BALANCEAR LA DISMINUCIÓN DE LA VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE MASA DENTRO DEL MATERIAL. ADEMÁS, LA TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE SE INCREMENTA DESDE LA TEMPERATURA DE BULBO HÚMEDO A HUMEDAD CRÍTICA, HASTA LA TEMPERATURA DEL GAS. CUANDO LA OPERACIÓN DE SECADO SE COMPLETA, ESTO ES, LA DIFERENCIAL DE TEMPERATURAS DISMINUYE CONFORME EL PROCESO DE SECADO TRANSCURRE. NORMALMENTE LA VELOCIDAD DE SECADO EN ESTA ZONA, ES UNA FUNCIÓN LINEAL COMO PUEDE APRECIARSE EN LA GRÁFICA 2 SEGMENTO CE.

EN LA ZONA DE CIRCULACIÓN INTERNA DEL LÍQUIDO, LOS FENÓMENOS PREDOMINANTES SON: CAPILARIDAD, DIFUSIÓN Y GRADIENTES DE PRESIÓN.

## VELOCIDAD DE SECADO

LA VELOCIDAD DE SECADO ES FUNCIÓN DE LAS VELOCIDADES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y DE MASA, Y EL MECANISMO QUE PREDOMINA PARA QUE SE LLEVEN A CABO ÉSTAS EN SECADORES ROTATORIOS DIRECTOS, ES EL DE CONVECCIÓN.

ALGUNOS MATERIALES POR SU ESTRUCTURA INTERNA, PROMUEVEN UN DESPLAZAMIENTO RÁPIDO DE LA HUMEDAD A LA SUPERFICIE EXTERNA DEL SÓLIDO POR CAPILARIDAD Y/O DIFUSIÓN.

PARA ESTOS CASOS, EL FACTOR CONTROLANTE SERÁ LA VELOCIDAD A LA CUAL OCURRA LA EVAPORACIÓN DEL LÍQUIDO SUPERFICIAL.

ESTA EVAPORACIÓN ES ESENCIALMENTE, LA DIFUSIÓN DEL VAPOR DE LA SUPERFICIE DEL MATERIAL A LA ATMÓSFERA QUE LO RODEA, A TRAVÉS DE UNA PELÍCULA RELATIVAMENTE ESTACIONARIA DEL MEDIO DE SECADO, EN CONTACTO CON LA SUPERFICIE SÓLIDA HÚMEDA. ÉSTA PELÍCULA DE GAS, ADEMÁS DE PRESENTAR UNA RESISTENCIA AL FLUJO DE VAPOR, CONSTITUYE UN AISLANTE TÉRMICO.

EL ESPESOR DE ESTA PELÍCULA DECRECE CONFORME SE INCREMENTA LA VELOCIDAD DEL GAS DE SECADO, SIN EMBARGO ÉSTA NUNCA DESAPARECE.

LA CAPA INTERIOR DE LA PELÍCULA EN CONTACTO CON EL SÓLIDO HÚMEDO, PERMANECE SATURADA MIENTRAS ESTÉ PRESENTE LA HUMEDAD LIBRE EN LA SUPERFICIE DEL MATERIAL.

LO ANTERIOR ORIGINA UN GRADIENTE DE PRESIONES DE VAPOR A TRAVÉS DE LA PELÍCULA, DESDE EL ÁREA EXTERNA HÚMEDA, HASTA EL SENO DEL GAS DE SECADO.

LA VELOCIDAD DE DIFUSIÓN EXTERNA Y POR CONSIGUIENTE LA EVAPORACIÓN, SERÁN DIRECTAMENTE PROPORCIONALES AL ÁREA EXPUESTA DEL SÓLIDO, INVERSAMENTE PROPORCIONALES AL ESPESOR DE LA PELÍCULA ESTACIONARIA DEL GAS Y DIRECTAMENTE PROPORCIONALES A LA DIFERENCIA EN LA PRESIÓN DE VAPOR DE LA HUMEDAD A LA TEMPERATURA DE LA CAPA INTERIOR DE LA PELÍCULA Y LA PRESIÓN PARCIAL DEL VAPOR EN EL MEDIO DE SECADO CIRCUNDANTE. DE AQUÍ, SI SE DESEAN ASEGURAR ALTAS VELOCIDADES DE EVAPORACIÓN SUPERFICIAL, ES NECESARIO CONTAR CON GRANDES ÁREAS SUPERFICIALES EXPUESTAS, ALTAS VELOCIDADES DEL GAS Y BAJAS HUMEDADES RELATIVAS.

#### SECADO POR CONVECCIÓN

EN ESTE CASO EL SÓLIDO HÚMEDO, (EN LA MAYORÍA DE LOS CASOS PRÁCTICOS EL LÍQUIDO ES AGUA) ES SECADO HACIENDO PASAR UNA CORRIENTE DE GAS CALIENTE, (COMÚNMENTE EN INSTALACIONES INDUSTRIALES ES AIRE O GASES PRODUCTO DE LA COMBUSTIÓN) A TRAVÉS DE ÉL.

ESTE GAS ES USADO PARA TRANSFERIR CALOR AL SÓLIDO POR CONVECCIÓN Y PARA REMOVER EL VAPOR GENERADO.

SI EL GAS CALIENTE ES SUMINISTRADO AL SISTEMA A UNA TEMPERATURA Y HUMEDAD CONSTANTES, SE OBSERVA QUE EL PROCESO DE SECADO OCURRE EN DIFERENTES ETAPAS.

INICIALMENTE LA VELOCIDAD DE SECADO ES CONSTANTE HASTA QUE EL SÓLIDO LLEGA A UN CIERTO CONTENIDO DE HUMEDAD, A PARTIR DEL CUAL LA VELOCIDAD EMPIEZA A DISMINUIR (PERIODO DE VELOCIDAD DECRECIENTE). AL CONTENIDO DE HUMEDAD EN EL CUAL SE PRESENTA DICHO CAMBIO SE LE LLAMA HUMEDAD CRÍTICA.

CUANDO UN SÓLIDO HÚMEDO ES SECADO POR CONVECCIÓN, LA ENERGÍA TÉRMICA ES PROPORCIONADA ÚNICAMENTE POR EL CALOR SENSIBLE DEL GAS DE SECADO Y EL LÍQUIDO EVAPORADO ES REMOVIDO COMO VAPOR EN LA CORRIENTE GASEOSA.

EN CUALQUIER INSTANTE (YA SEA EN EL PERIODO DE VELOCIDAD CONSTANTE O EN EL PERIODO DE VELOCIDAD DECRECIENTE), SE ESTABLECE UN EQUILIBRIO DINÁMICO ENTRE LA VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y LA VELOCIDAD DE ELIMINACIÓN DEL LÍQUIDO, LO CUAL SE REPRESENTA POR LA SIGUIENTE RELACIÓN:

$$Dw/Dt = h_c A (T - T_s) / L = k_g A (P_v - P_p) = k_g' A (H_s - H_g) \dots (1)$$

EN EL CASO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR, EL POTENCIAL LO CONSTITUYE LA CAÍDA DE TEMPERATURA A TRAVÉS DE LA PELÍCULA ESTACIONARIA, MIENTRAS QUE PARA LA TRANSFERENCIA DE MASA LO ESTABLECE EL GRADIENTE DE PRESIÓN DE VAPOR.

ENTRE MAYOR ES LA DESIGUALDAD DE TEMPERATURAS O PRESIONES DE VAPOR, MAYOR SERÁ LA VELOCIDAD DE SECADO. POR SUPUESTO ESTA VELOCIDAD TAMBIÉN ES DIRECTAMENTE PROPORCIONAL AL ÁREA EXPUESTA AL GAS DE SECADO.

- $A$  = ÁREA DE LA SUPERFICIE DE SECADO EN LA QUE SE LLEVA LA TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR ( $M^2$ ).
- $HC$  = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN ( $W/M^2 K$ ).
- $Hs$  = HUMEDAD DE SATURACIÓN DEL GAS DE SECADO A LA TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE DE SECADO (KG AGUA/KG GAS SECO).
- $Hg$  = HUMEDAD DEL GAS DE SECADO (KG AGUA/KG GAS SECO).
- $KG$  = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA BASADO EN LA DIFERENCIA DE PRESIONES (KG/ $M^2$  ATM S).
- $KG'$  = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA BASADO EN LA DIFERENCIA DE HUMEDADES (KG/S  $M^2$  (KG VAPOR/KG SECO)).
- $KG'$  =  $KG$  PT (ML/MG)
- $PP$  = PRESIÓN PARCIAL DEL VAPOR EN EL GAS DE SECADO (ATM).
- $PV$  = PRESIÓN DE VAPOR DEL LÍQUIDO A LA TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE DE SECADO (ATM).
- $T$  = TEMPERATURA DEL GAS DE SECADO (K).
- $T$  = TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE DE SECADO (K).

- $DW/DO$  = VELOCIDAD INSTANTÁNEA DE SECADO (KG AGUA/S).
- $L$  = CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN (J/KG).
- $PT$  = PRESIÓN TOTAL DEL SISTEMA (ATM).
- $M_L$  = PESO MOLECULAR DEL LÍQUIDO (KG/KGMOL).
- $M_G$  = PESO MOLECULAR DEL GAS (KG/KGMOL).

## B) SECADOR ROTATORIO

EL SECADOR ROTATORIO DIRECTO ES ESENCIALMENTE UN CILINDRO SOPORTADO SOBRE RODAMIENTOS; EL CUAL SE ENCUENTRA LIGERAMENTE INCLINADO RESPECTO A LA HORIZONTAL. EL CILINDRO GIRA PARA QUE LA ACCIÓN COMBINADA DEL MOVIMIENTO Y LA INCLINACIÓN TRANSPORTEN EL MATERIAL HÚMEDO HACIA EL OTRO EXTREMO.

PARA LOGRAR EL SECADO, EL CILINDRO ES ATRAVESADO POR UNA CORRIENTE DE AIRE O GASES CALIENTES QUE CIRCULAN A CONTRACORRIENTE O PARALELAMENTE AL FLUJO DE LOS SÓLIDOS.

CUANDO LOS GASES CIRCULAN EN EL SENTIDO DEL MATERIAL, FACILITAN EL TRANSPORTE DE ÉSTE DENTRO DEL SECADOR. CON EL FIN DE ELEVAR Y ESPARCIR EL MATERIAL HÚMEDO EN EL SENO DE LOS GASES CALIENTES, SUELEN EQUIPARSE CON ALETAS ELEVADORAS ADHERIDAS EN LA SUPERFICIE INTERNA DEL CILINDRO, LOGRANDO ASÍ UN EFECTO DE CASCADA. LA FORMA Y DISPOSICIÓN DE LAS ALETAS SON FUNCIÓN DE LAS CARACTERÍSTICAS DE MANEJO DEL SÓLIDO.

EL FLUJO DE GASES CALIENTES A TRAVÉS DEL SECADOR SE LOGRA POR MEDIO DE VENTILADORES, ÉSTOS A SU VEZ PUEDEN SER ASPIRADORES O IMPULSORES, O LA COMBINACIÓN DE AMBOS. EL ÚLTIMO SISTEMA TIENE LA VENTAJA DE HACER QUE EL SECADOR TRABAJE A LA MISMA PRESIÓN QUE LA AMBIENTE, LOGRANDO ASÍ EVITAR INFILTRACIONES O FUGAS DE MATERIAL.

EL SECADOR ESTÁ PROVISTO DE SENDAS CAJAS TERMINALES, LAS CUALES FACILITAN LA ENTRADA Y LA SALIDA DEL MATERIAL, ADEMÁS DE EVITAR EL ARRASTRE DE PRODUCTO Y POSIBLES FUGAS E INFILTRACIONES DE GASES EN EL CILINDRO. PARA LOGRAR LO ANTERIOR DICHAS CAJAS DEBEN TENER CIERRE HERMÉTICO.

EL SECADOR ROTATORIO ES NORMALMENTE USADO CUANDO SE REQUIERE: SECAR MATERIALES GRANULARES QUE FLUYEN CON RELATIVA FACILIDAD Y QUE NO REQUIEREN DE LARGOS TIEMPOS DE SECADO (MÁS DE DOS HORAS)(54), PARA UNA PRODUCCIÓN DE MEDIANA A GRAN ESCALA (50-1000 KG/H)(37) Y DONDE EL PROBLEMA DE REDUCCIÓN DE TAMAÑO NO ES IMPORTANTE.

LA ELECCIÓN DE LOS MEDIOS DE CALENTAMIENTO DEPENDE DE LAS TEMPERATURAS MÁXIMAS QUE SOPORTEN LOS MATERIALES SIN DESCOMPONERSE O FUNDIRSE, Y DE LA NECESIDAD DE EVITAR LA CONTAMINACIÓN DEL PRODUCTO.

LA ALIMENTACIÓN AL SECADOR ES FUNCIÓN DE LAS CARACTERÍSTICAS DEL MATERIAL QUE SE SECA Y DE LA DISPOSICIÓN DE AQUÉL CON RESPECTO A LOS OTROS EQUIPOS.

A CONTINUACIÓN SE MENCIONAN ALGUNAS DE LAS VENTAJAS Y DESVENTAJAS QUE REPRESENTA EL USO DE SECADORES ROTATORIOS DIRECTOS(54).

## VENTAJAS:

1. EL ESCALAMIENTO DE DATOS DE LABORATORIO, PRUEBAS PILOTO O DE PLANTAS EN OPERACIÓN, PARA CIERTAS VARIABLES PUEDEN SER EN OCASIONES RELATIVAMENTE SIMPLES Y CONFIABLES.
2. LA HUMEDAD OCLUIDA (HUMEDAD ENCERRADA DENTRO DE UNA PARTÍCULA) SE PUEDE REMOVER EN GENERAL CON FACILIDAD, DEBIDO A LA FACTIBILIDAD DE TENER PRÁCTICAMENTE CUALQUIER TIEMPO DE RETENCIÓN.
3. EL COSTO INICIAL DEL EQUIPO ES RAZONABLE.
4. SE PUEDE LOGRAR UN BUEN CONTROL DE TEMPERATURA.
5. EL SECADO Y EL CALCINADO PUEDEN LLEVARSE A CABO EN EL MISMO EQUIPO.
6. SE PUEDE OPERAR A CONTRACORRIENTE O EN PARALELO SEGÚN REQUERIMIENTOS.
7. SE PUEDE SECAR CON GASES DE COMBUSTIÓN, AIRE U OTRO GAS.
8. COSTOS DE MANTENIMIENTO MODERADOS.
9. COSTOS MODERADOS DE MANO DE OBRA Y SUPERVISIÓN.
10. ADECUADOS PARA GRANDES CAPACIDADES.
11. PUEDE CAMBIARSE CON RELATIVA FACILIDAD DE UN PRODUCTO A OTRO.
12. LA OPERACIÓN DE ARRANQUE Y PARO PUEDEN REALIZARSE EN FORMA RÁPIDA Y SENCILLA.

### 13. SE PUEDEN AUTOMATIZAR COMPLETAMENTE.

#### DESVENTAJAS:

1. PRESENTAN ALGUNAS DIFICULTADES EN EL SELLO ENTRE LAS CAJAS TERMINALES (ESTACIONARIAS) Y LA ENVOLVENTE (ROTATORIA).
2. REQUIEREN GRANDES ESPACIOS PARA SU INSTALACIÓN.
3. REQUIEREN DE COSTOSOS EQUIPOS DE COLECCIÓN DE POLVOS CUANDO SE SECAN MATERIALES MUY FINOS Y LIVIANOS, LOS CUALES SON ARRASTRADOS POR LA CORRIENTE DE GASES DE SECADO.
4. LAS CARGAS ESTÁTICAS Y DINÁMICAS SON GRANDES POR LO QUE SI EL EQUIPO VA MONTADO SOBRE ACERO ESTRUCTURAL, ÉSTE DEBE SER ROBUSTO ASÍ COMO LAS CIMENTACIONES Y ANCLAS.

EL SECADOR ROTATORIO CUMPLE FUNDAMENTALMENTE DOS FUNCIONES: SERVIR COMO UN TRANSPORTADOR DE MATERIAL Y COMO UN EQUIPO DE TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR. DICHAS ACCIONES ESTÁN ESTRECHAMENTE VINCULADAS ENTRE SÍ, SIN EMBARGO PARA FACILITAR SU ANÁLISIS CONVIENE TRATARLAS EN FORMA INDEPENDIENTE.

COMO TRANSPORTADOR DE MATERIAL, EL SECADOR ROTATORIO DIRECTO DEBE DISEÑARSE Y OPERARSE PARA MINIMIZAR EL ARRASTRE DE PARTÍCULAS SÓLIDAS POR EL GAS DE SECADO Y DEBE RETENER AL SÓLIDO EL TIEMPO SUFICIENTE PARA LOGRAR SU SECADO.

EL MOVIMIENTO DE LAS PARTÍCULAS SÓLIDAS A TRAVÉS DEL SECADOR ROTATORIO SE DEBE A DIFERENTES FACTORES.

ACCIÓN DE VUELO: LAS PARTÍCULAS SE ELEVAN Y SE DEJAN CAER MEDIANTE ELEVADORES SUJETOS A LA CARCAZA DEL SECADOR.

ACCIÓN DE HORNEADO (KILN ACTION): ES EL GIRO HACIA ADELANTE DE PARTÍCULAS, UNAS ENCIMA DE OTRAS EN EL FONDO DEL SECADOR (COMO EN UN HORNO ROTATORIO SIN ELEVADORES). MÁS AÚN, EL MOVIMIENTO HACIA ADELANTE DEL SÓLIDO ES EVITADO POR EL FLUJO DE GAS A CONTRACORRIENTE O FAVORECIDO POR EL FLUJO A CORRIENTE PARALELA.

COMO EQUIPO DE TRANSFERENCIA, EL SECADOR ROTATORIO DIRECTO ACTÚA MEDIANTE LA TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN PRINCIPALMENTE. LA CONVECCIÓN SE EFECTÚA ENTRE LOS GASES CALIENTES Y EL SÓLIDO.

LA EVALUACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE MASA EN UN SECADOR ROTATORIO ES MÁS DIFÍCIL QUE LA EVALUACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR, YA QUE LA TEMPERATURA DEL MATERIAL HÚMEDO EN EL SECADOR NO ES UNA FUNCIÓN DIRECTA DEL CALOR TRANSFERIDO. AÚN MÁS, LOS PARÁMETROS DE TRANSFERENCIA DE MASA DEBEN DETERMINARSE EXPERIMENTALMENTE.

EL TRANSPORTE DE MATERIAL DENTRO DEL SECADOR ES FUNCIÓN DE LAS SIGUIENTES VARIABLES:

1. TIEMPO DE PASO, DE RESIDENCIA O DE RETENCIÓN
2. GRADO DE LLENADO, RETENCIÓN O HOLD-UP
3. ARRASTRE DE SÓLIDOS POR EL GAS DE SECADO

TIEMPO DE RETENCIÓN: ES EL TIEMPO PROMEDIO QUE PERMANECE EL SÓLIDO EN EL EQUIPO.

GRADO DE LLENADO: ES LA FRACCIÓN VOLUMÉTRICA DEL SECADOR QUE OCUPA EL SÓLIDO.

EL TIEMPO DE RETENCIÓN Y EL GRADO DE LLENADO DEPENDEN DE LAS SIGUIENTES VARIABLES:

VARIABLES RELATIVAS AL SECADOR: DIÁMETRO, LONGITUD, NÚMERO Y DISEÑO DE ALETAS Y PENDIENTE DEL SECADOR.

VARIABLES RELATIVAS AL MATERIAL: TAMAÑO DE PARTÍCULA Y DENSIDAD DEL SÓLIDO.

VARIABLES RELATIVAS A LA OPERACIÓN: FLUJO DE ALIMENTACIÓN, VELOCIDAD Y DIRECCIÓN DEL GAS DE SECADO Y VELOCIDAD DE ROTACIÓN DEL SECADOR.

LUEGO EL TIEMPO DE RETENCIÓN Y EL GRADO DE LLENADO ESTÁN RELACIONADOS.

DIVERSOS INVESTIGADORES SE HAN DEDICADO AL ESTUDIO DE ESTA RELACIÓN Y CONCLUYERON QUE EL TIEMPO DE RESIDENCIA ES UNA FUNCIÓN DEL GRADO DE LLENADO Y SE ENCONTRÓ QUE EL GRADO DE LLENADO ÓPTIMO ESTÁ ENTRE 7.5 Y 8% (35).

LA DETERMINACIÓN DE UNA CORRELACIÓN PARA EL TIEMPO DE RESIDENCIA SE HA INTENTADO EXPERIMENTAL, TEÓRICA Y EMPÍRICAMENTE.

ALGUNAS DETERMINACIONES PRESENTAN PROBLEMAS COMO EL DE REQUERIR PRUEBAS PILOTO O DETERMINACIONES EXPERIMENTALES O DETERMINACIONES TEÓRICAS SIN RESPALDO DE PRUEBAS EXPERIMENTALES, LO QUE LAS DEJA FUERA DE LA APLICACIÓN AL DISEÑO DE ESTOS EQUIPOS.

FRIEDMAN Y MARSHALL (11) TRABAJARON CON UNA AMPLIA VARIEDAD DE MATERIALES CON DIFERENCIAS NOTABLES EN PROPIEDADES FÍSICAS; Y POR LA DETERMINACIÓN DEL EFECTO DE DIVERSAS VARIABLES SOBRE EL GRADO DE LLENADO Y EL TIEMPO DE RETENCIÓN, PERMITE CONSIDERAR A LA CORRELACIÓN OBTENIDA POR ELLOS DE CARÁCTER GENERAL Y ADECUADA PARA EL CASO DE DISEÑO.

EL TIEMPO PROMEDIO DE RETENCIÓN SE CALCULA COMO:

$$O = Z \text{ PHI } DS / MVSS \dots (2)$$

DONDE:

O = TIEMPO PROMEDIO DE PASO (H).

PHI = RETENCIÓN (HOLD-UP).

Z = LONGITUD DEL SECADOR (M).

DS = DENSIDAD DEL SÓLIDO (KG/M<sup>3</sup>)

MVSS = MASA VELOCIDAD DE SÓLIDOS SECOS (KG/M<sup>2</sup> H)

EL GRADO DE LLENADO (O RETENCIÓN O HOLD-UP) PUEDE ESTIMARSE COMO:

$$\text{PHI} = \text{PHIO} \pm K G \dots (3)$$

DONDE:

PHIO = RETENCIÓN SIN FLUJO DE GAS.

K G = CORRECCIÓN POR EFECTO DEL FLUJO DE GAS.

G = MASA VELOCIDAD DEL AIRE (KG/M<sup>2</sup> S).

LA CONSTANTE "K" ES FUNCIÓN DE LAS PROPIEDADES DEL SÓLIDO Y PARA CÁLCULOS SE PUEDE USAR:

$$K = 0.6085 / \text{DS DP}^{0.5} \dots (4)$$

DP = DIÁMETRO PROMEDIO DE PARTÍCULA (M).

(+) FLUJO A CONTRACORRIENTE

(-) FLUJO EN PARALELO

SIN FLUJO DE GAS, LA RETENCIÓN ES FUNCIÓN HASTA CIERTO GRADO DEL DISEÑO DE LOS ELEVADORES Y DE LA NATURALEZÁ DEL SÓLIDO; EMPERO A CONDICIONES NORMALES PARA PHIO NO MAYOR DE 0.08 SE PROPONE:

$$\text{PHIO} = 0.3344 \text{ MVSS} / \text{DS S N}^{0.9} \text{ D} \dots (5)$$

S = PENDIENTE DEL SECADOR (M/M).

N = VELOCIDAD DE ROTACIÓN (R.P.S.).

D = DIÁMETRO DEL SECADOR (M).

SE DEBEN EVITAR GRANDES VALORES DE RETENCIÓN, YA QUE ESTOS INCREMENTAN EL EFECTO DE HORNO.

LA ALTURA DE LOS ELEVADORES ES DEL 8 AL 12% DEL DIÁMETRO DEL SECADOR (11,34).

LOS ELEVADORES DEBEN LEVANTAR TODA LA RETENCIÓN, ADEMÁS DE MANEJAR RETENCIONES BAJAS. PARA QUE SE REDUZCA LA ACCIÓN DE HORNO.

SE PLANTEAN VELOCIDADES PERIFÉRICAS DE 0.2 A 0.5 M/S (11) Y PENDIENTES DE 0.00 A 0.08 M/M (11,19,39).

EN FORMA GENERAL, SE PROPONE COMO VELOCIDAD DE GAS MÁXIMA PERMISIBLE A SER USADA EN UN SECADOR, LA VELOCIDAD TERMINAL PARA UN CIERTO TAMAÑO DE PARTÍCULA (200 MICRONES), YA QUE EN UN ANÁLISIS GRANULOMÉTRICO TÍPICO DE FERTILIZANTES EL 98% (% ACUMULATIVO) ES MAYOR A LA MALLA TYLER 60 (250 MICRONES). PARTÍCULAS DE 200 MICRONES O MENORES SE RETENDRÁN EN UN SEPARADOR GAS-SÓLIDO, Y ESTO REPRESENTA APROXIMADAMENTE MENOS DEL 2% DE LA CARGA DE SÓLIDOS (10).

UNA MASA VELOCIDAD DE 0.27 A 13.6 (KG GAS/M<sup>2</sup> S) PARA TAMAÑO DE PARTÍCULA PROMEDIO MALLA 35 TYLER (DP = 0.4 MM) SE CONSIDERA COMO SEGURO (11.56).

LA VELOCIDAD DEL GAS DE SECADO ES UN FACTOR CONTROLANTE EN EL DISEÑO DE SECADORES ROTATORIOS DIRECTOS Y ES NECESARIO EVITAR LOS AUMENTOS DE VELOCIDAD DEBIDO A REDUCCIONES DE ÁREA DE FLUJO DEL GAS.

#### TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR EN UN SECADOR ROTATORIO DIRECTO.

EL DIMENSIONAMIENTO DE UN SECADOR DEPENDE FUNDAMENTALMENTE DE LA VELOCIDAD A LA CUAL SE TRANSFIEREN EL CALOR Y LA MASA DENTRO DE ESTE EQUIPO.

LA TRANSFERENCIA DE CALOR OCURRE DE LAS SIGUIENTES FORMAS SIMULTÁNEAS:

1. DESDE EL GAS DE SECADO AL MATERIAL SÓLIDO ROCIADO POR LAS ALETAS.
2. DEL GAS AL MATERIAL QUE SE ENCUENTRA EN EL FONDO DE LA ENVOLVENTE.
3. DE LA ENVOLVENTE AL MATERIAL SÓLIDO EN CONTACTO CON ELLA (LA ENVOLVENTE RECIBE CALOR TRANSFERIDO POR EL GAS DE SECADO). SI LAS PÉRDIDAS DE CALOR FUERAN SIGNIFICATIVAS SE INVERTIRÍA EL MECANISMO ANTERIOR.

LA VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE CALOR SOBRE UN ELEMENTO DIFERENCIAL DE LONGITUD DEL SECADOR ES (PARA EL CASO EN QUE LA TRANSFERENCIA DE CALOR DE LA ENVOLVENTE HACIA EL SÓLIDO ES PEQUEÑA EN COMPARACIÓN CON LA TRANSFERENCIA DE CALOR DEL GAS HACIA EL SÓLIDO):

$$DQ' = DQ + DQ \dots (6)$$

DONDE:

$Q'$  = CALOR TRANSFERIDO DEL GAS

$Q$  = CALOR TRANSFERIDO AL SÓLIDO

$Q$  = PÉRDIDAS DE CALOR

REORDENANDO

$$DQ = DQ' - DQ = Uv (Tg - Ts) DV \dots (7)$$

DONDE:

$Uv$  = COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR ENTRE GAS Y SÓLIDO.

$Tg - Ts$  = DIFERENCIA DE TEMPERATURAS PARA LA TRANSFERENCIA DE CALOR.

$DV$  = ELEMENTO DIFERENCIAL DE VOLUMEN DEL EQUIPO.

LUEGO:

$$DQ = A Gs Cs DTG' = Uv (Tg - Ts) DV \dots (8)$$

DONDE:

$DTG'$  = CAÍDA DE TEMPERATURA EXPERIMENTADA POR EL GAS COMO RESULTADO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR HACIA EL SÓLIDO ÚNICAMENTE; SIN PÉRDIDAS DE CALOR.

$C_s$  = CALOR HÚMEDO DEL GAS.

$G_s$  = MASA VELOCIDAD DEL GAS.

INTEGRANDO AMBOS LADOS, EL BALANCE TOTAL DE CALOR PERDIDO POR EL MEDIO DE SECADO Y LA VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE CALOR QUEDA:

$$G_s A C_s (T_{g1} - T_{g2}) = U_v V (\Delta T)_M \dots (9)$$

DONDE:

$A$  = ÁREA TRANSVERSAL DEL SECADOR.

$T_{g1}$  = TEMPERATURA DE ENTRADA DEL GAS.

$T_{g2}$  = TEMPERATURA DE SALIDA DEL GAS.

$U_v$  = COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

$V$  = VOLUMEN DEL SECADOR.

$(\Delta T)_M$  = DIFERENCIA MEDIA DE TEMPERATURAS REALES ENTRE EL GAS CALIENTE Y EL MATERIAL (ANTE LA IMPOSIBILIDAD DE DETERMINAR LAS TEMPERATURAS INTERMEDIAS, SE PROPONE EL USO DE LA DIFERENCIA MEDIA LOGARÍTMICA DE TEMPERATURAS ENTRE EL GAS Y EL SÓLIDO EN LOS EXTREMOS DEL SECADOR, ESTO APOYADO EN RESULTADOS EXPERIMENTALES (34).

LUEGO SE DEFINE:

$$N_{TOG} = (T_{G1} - T_{G2}) / (\Delta T)_M . . . (10)$$

$$H_{TOG} = G_s C_s / U_v . . . (11)$$

DONDE:

$N_{TOG}$  = NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA

$H_{TOG}$  = LONGITUD DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA

$Z$  = LONGITUD TOTAL DEL SECADOR ( $Z = V / A$ )

$$Z = N_{TOG} H_{TOG} . . . (12)$$

AUNQUE EL EFECTO DE LA MASA VELOCIDAD DEL GAS ES ALGO INCIERTA, Y EN AUSENCIA DE DATOS EXPERIMENTALES SE RECOMIENDA EL USO DE LA SIGUIENTE ECUACIÓN EN EL CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR (32,38.51).

$$U_v = 237 G^{0.67} / D . . . (13)$$

DONDE:

$U_v$  = COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR (W/M<sup>3</sup> K).

$G$  = MASA VELOCIDAD DEL AIRE HÚMEDO (KG/M<sup>2</sup> S).

$D$  = DIÁMETRO DEL SECADOR (M).

#### 4. DISEÑO DEL SECADOR ROTATORIO DIRECTO

EL INTERÉS DE ESTE TRABAJO, ES DISEÑAR UN SECADOR ROTATORIO DIRECTO "VERSÁTIL" ES DECIR, QUE MANEJE TODOS Y CADA UNO DE LOS MATERIALES SÓLIDOS PROPUESTOS ANTERIORMENTE.

EL DISEÑO DE ESTOS EQUIPOS ES CONSIDERADO UN ARTE, RESULTADO DE LA TEORÍA Y EMPIRISMO DE INGENIEROS DE DISEÑO Y PROCESO A TRAVÉS DE VARIOS AÑOS DE EXPERIENCIA.

TOMANDO EN CUENTA ASPECTOS TEÓRICOS Y EMPÍRICOS REPORTADOS EN LA LITERATURA, SE EXPONDRÁ A CONTINUACIÓN UN MÉTODO DE ANÁLISIS, QUE INTENTA SISTEMATIZAR Y ESTABLECER UNA SECUENCIA DE DISEÑO PARA SECADORES ROTATORIOS DIRECTOS.

##### A) IDENTIFICACIÓN DE VARIABLES

PARA QUE UN SISTEMA QUEDE COMPLETAMENTE DETERMINADO, SE DEBE ESPECIFICAR UN NÚMERO SUFICIENTE DE VARIABLES DE DISEÑO (GRADOS DE LIBERTAD), DE TAL MODO QUE EL NÚMERO DE VARIABLES SIN ESPECIFICAR SEA IGUAL AL NÚMERO DE ECUACIONES INDEPENDIENTES.

LA INCORRECTA SELECCIÓN DEL NÚMERO DE VARIABLES DE DISEÑO SE TRADUCE EN: ENCONTRAR VARIAS SOLUCIONES O UNA SOLUCIÓN INCONSISTENTE O NINGUNA.

DE LO ANTERIOR, SE SIGUE UN PROCEDIMIENTO PARA ENCONTRAR EL NÚMERO DE GRADOS DE LIBERTAD (NGL), QUE CONSISTE EN ENUMERAR TODAS LAS VARIABLES INDEPENDIENTES

(NVAP) Y RESTAR DE ÉSTAS EL NÚMERO DE ECUACIONES INDEPENDIENTES (NEI), ESTO ES:

$$NGL = NVAP - NEI \dots (14)$$

LAS VARIABLES DE UN SISTEMA PUEDEN SER:

INTENSIVAS (COMPOSICIÓN, TEMPERATURA Y PRESIÓN)

EXTENSIVAS (FLUJO TOTAL, CALOR TRANSFERIDO Y PARÁMETROS DE LOS EQUIPOS)

NO SE TOMAN EN CUENTA COMO VARIABLES LAS PROPIEDADES FÍSICAS TALES COMO: ENTALPIAS, CONSTANTES DE EQUILIBRIO, ETC.

VARIABLES DE UNA CORRIENTE

UNA CORRIENTE ES: FLUJO DE MATERIAL ENTRE DOS UNIDADES DENTRO DE UN ESQUEMA DE PROCESO.

LA REGLA DE LAS FASES DE GIBBS NOS INDICA QUE EL NÚMERO DE VARIABLES INTENSIVAS QUE SE PUEDEN ESPECIFICAR EN UN SISTEMA DE VARIAS FASES (CUANDO ÉSTAS SE HALLAN EN EQUILIBRIO), ESTÁ DADO POR:

$$D = C - P + 2 \dots (15)$$

DONDE:

D = NÚMERO DE VARIABLES INTENSIVAS QUE PUEDEN ESPECIFICARSE

C = NÚMERO DE COMPONENTES

P = NÚMERO DE FASES

PARA CORRIENTES DE UNA FASE QUE CONTENGAN "C" COMPONENTES, SE TIENE:

$$D = C - 1 + 2 = C + 1$$

LAS C + 1 VARIABLES INTENSIVAS SON:

C - 1 COMPOSICIONES

TEMPERATURA

PRESIÓN

TAMBIÉN DEBE ESPECIFICARSE EL FLUJO TOTAL, POR LO QUE EL NÚMERO TOTAL DE GRADOS DE LIBERTAD EN UNA CORRIENTE SERÁ DE C + 2.

LA COMPOSICIÓN FALTANTE SE TRATA IMPLÍCITAMENTE. SI SE INCLUYE COMO VARIABLE DE LA CORRIENTE, ENTONCES SE DEBE INCLUIR EN LAS ECUACIONES, LA RESTRICCIÓN DE LA SUMATORIA DE LAS COMPOSICIONES.

$$\text{SUMATORIA DE COMPOSICIONES} = 1$$

FINALMENTE, SI PARA UNA CORRIENTE DADA SE FIJAN: TEMPERATURA, PRESIÓN Y COMPOSICIÓN, ÉSTA QUEDARÁ TOTALMENTE ESPECIFICADA.

UNA VEZ MENCIONADO ESTO, SE ANALIZARÁ EL SECADOR ROTATORIO.

SE PROPONE EL SIGUIENTE ESQUEMA (VER GRÁFICA 4).

LAS VARIABLES SON LAS ASOCIADAS CON LAS CORRIENTES Y LAS PÉRDIDAS DE CALOR.

$$NVAP = 4 ( C + 2 ) + 1 . . . (16)$$

CADA CORRIENTE POSEE DOS COMPONENTES. ASÍ QUE:  $C = 2$

$$NVAP = 17$$

LAS ECUACIONES INDEPENDIENTES SON:

ECUACIONES	No. DE ECUACIONES
EQUILIBRIO DE PRESIONES	3
BALANCES DE MASA	C
BALANCES DE ENERGÍA	1
	-----
	C + 4

$$NEI = C + 4$$

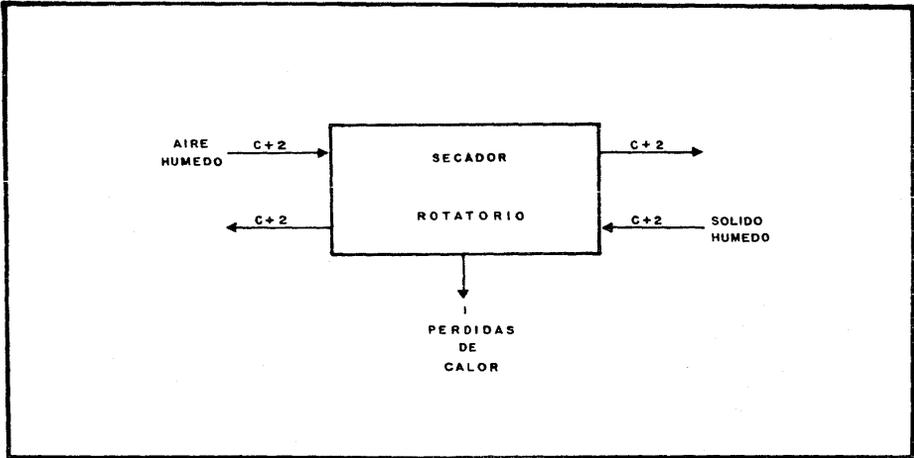
SE TIENEN TRES COMPONENTES TOTALES EN EL EQUIPO, POR ENDE:

$$C = 3$$

$$NEI = 7$$

APLICANDO LA ECUACIÓN (14)

$$NGL = 10$$



GRADOS DE LIBERTAD  
GRAFICA 4

ESTO NOS INDICA QUE SON DIEZ LAS VARIABLES DE DISEÑO PARA RESOLVER EL SECADOR ROTATORIO.

LA GRÁFICA 5 MUESTRA EL SECADOR CON LAS VARIABLES IDENTIFICADAS.

LAS VARIABLES DE DISEÑO SON:  $P_{G1}$ ,  $S_s$ ,  $Y_1$ ,  $Y_2$ ,  $X_1$ ,  $X_2$ ,  $T_{G1}$ ,  $T_{S1}$ ,  $T_{S2}$ , Y  $Q$

$P_{G1}$  = PRESIÓN DE LA CORRIENTE DE ENTRADA DE AIRE HÚMEDO (ATM).

$S_s$  = FLUJO DE SÓLIDO SECO (KG DE SÓLIDO SECO/S).

$Y_1$  = HUMEDAD DEL AIRE DE ENTRADA (KG AGUA/KG AIRE SECO).

$Y_2$  = HUMEDAD DEL AIRE DE SALIDA (KG AGUA/KG AIRE SECO).

$X_1$  = HUMEDAD DEL SÓLIDO DE ENTRADA (KG AGUA/KG SÓLIDO SECO).

$X_2$  = HUMEDAD DEL SÓLIDO DE SALIDA (KG AGUA/KG SÓLIDO SECO).

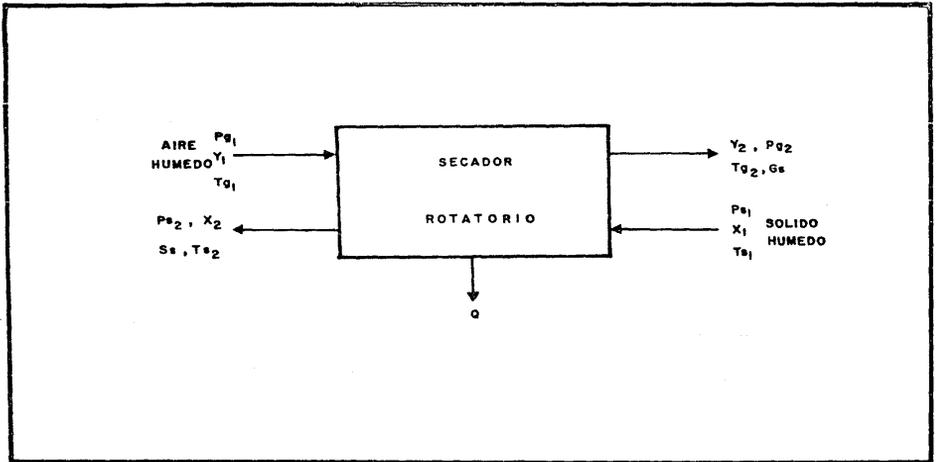
$T_{G1}$  = TEMPERATURA DEL AIRE HÚMEDO A LA ENTRADA DEL SECADOR (°C).

$T_{S1}$  = TEMPERATURA DEL SÓLIDO HÚMEDO A LA ENTRADA DEL SECADOR (°C).

$TS_2$  = TEMPERATURA DEL SÓLIDO HÚMEDO A LA SALIDA DEL SECADOR (°C).

$Q$  = PÉRDIDAS CALORÍFICAS (W).

LA ELECCIÓN DE ESTAS VARIABLES SE BASA EN LA DISPONIBILIDAD DE INFORMACIÓN ACERCA DE ELLAS COMO: CRITERIOS DE FABRICANTES, DATOS Y CONDICIONES DE OPERACIÓN DE PATENTES, SEGURIDAD Y MANEJO DEL EQUIPO, ETC.



IDENTIFICACION DE VARIABLES  
GRAFICA 5

## B) BASES DE DISEÑO

PARA LLEVAR A CABO EL DISEÑO DE UN EQUIPO, ES NECESARIO ESTABLECER LOS REQUERIMIENTOS DE PRODUCCIÓN, CONDICIONES DE OPERACIÓN, PARÁMETROS Y RELACIONES GEOMÉTRICAS PROPIAS DE ÉSTE.

ASÍ QUE LA IMPORTANCIA DE ESTA SECCIÓN ES POR DEMÁS EVIDENTE; Y ES AQUÍ DONDE SE PROPONEN LOS VALORES DE LAS BASES ANTES MENCIONADAS A MODO DE OBTENER EL MÁS APROPIADO DISEÑO.

EN PRINCIPIO SE FIJAN LAS VARIABLES QUE FUERON DEFINIDAS ANTERIORMENTE COMO VARIABLES DE DISEÑO.

PG1.- PRESIÓN TOTAL DEL SISTEMA Y QUE EN ESTE CASO ES IGUAL A LA PRESIÓN BAROMÉTRICA DE LA CD. DE MÉXICO: 78,126.9 Pa (N/m<sup>2</sup>)(586 mm Hg).

SH.- ESTE FLUJO SE FIJA EN 50 KG/H (0.83 KG/S) DE PRODUCTO SECO, POR RAZONES DE MANEJO A NIVEL DE LABORATORIO (37).

Y1.- LA HUMEDAD DE ENTRADA DEL AIRE ESTÁ DETERMINADA POR LAS CONDICIONES AMBIENTALES, PARA ESTE EFECTO SE CONSIGNAN LAS TEMPERATURAS DE ROCÍO Y BULBO SECO PARA LOS AÑOS: 1980, 1981, 1982, 1983 Y 1984 (VER TABLA 4).

TEMPERATURAS MEDIAS ANUALES

	1980		1981		1982		1983		1984	
	TA	TR								
ENE	12.8	-3.6	15.7	-3.1	14.3	-3.0	13.7	-2.4	14.2	-5.9
FEB	15.3	4.2	13.1	2.9	14.6	1.8	14.5	1.8	14.9	3.3
MAR	17.9	3.6	18.2	3.5	16.7	3.5	16.4	2.4	16.9	1.8
ABR	17.9	6.2	19.8	4.1	19.9	5.2	19.2	2.0	20.0	1.0
MAY	19.0	8.0	19.4	9.5	20.2	6.3	21.4	6.1	17.2	6.6
JUN	18.3	9.4	19.8	9.1	17.9	11.1	19.8	7.4	17.5	9.3
JUL	17.9	10.8	17.3	9.7	17.6	11.7	17.2	11.0	16.2	10.9
AGO	18.1	10.7	17.9	9.3	17.9	10.2	16.8	9.9	16.8	10.3
SEP	17.5	10.4	17.3	8.4	17.4	10.9	16.4	10.3	15.7	10.6
OCT	17.1	10.3	16.3	7.5	15.8	9.8	15.5	7.7	16.9	9.3
NOV	14.9	2.4	15.6	4.3	15.9	7.9	15.4	4.7	13.9	5.0
DIC	14.9	4.6	15.6	2.9	15.3	6.4	13.9	4.3	14.2	4.3

TA = TEMPERATURA DE BULBO SECO AMBIENTAL (°C)

TR = TEMPERATURA DE ROCIO (°C)

DATOS PROPORCIONADOS POR EL METEOROLÓGICO DEL AEROPUERTO DE LA CD. DE MÉXICO (S.E.N.E.A.M.)

TABLA 4. TEMPERATURAS MEDIAS ANUALES DE LA CD. DE MEXICO (1980-1984).

CON EL FIN DE CUMPLIR CON LAS EXIGENCIAS MÁS EXTREMAS DE OPERACIÓN, SE SELECCIONA LA HUMEDAD MÁS ALTA REGISTRADA EN ESTOS AÑOS Y QUE CORRESPONDE A LA TEMPERATURA DE ROCÍO MÁS ALTA (JULIO DE 1982), POR LO QUE EL VALOR DE ESTA VARIABLE ES: 0.01111 KG AGUA/KG AIRE SECO.

Y2.- SE ESTIMA QUE ESTA VARIABLE DEBERÁ SER EL 65% DE LA HUMEDAD DE SATURACIÓN ADIABÁTICA, EVITANDO CON ESTO LA POSIBILIDAD DE MANEJAR AIRE SATURADO.

X1.- LA HUMEDAD DE ENTRADA AL SECADOR DEL SÓLIDO ES ESPECÍFICA PARA CADA SÓLIDO, PERO MANEJÁNDOLA COMO SE TRATÓ A Y1: EN LA CONDICIÓN EXTREMA ESTE VALOR ES IGUAL A 12% EN PESO DE HUMEDAD (9).

X2.- SIGUIENDO LA PAUTA DE SELECCIONAR LAS CONDICIONES EXTREMAS DE OPERACIÓN, ESTA VARIABLE SE FIJA EN 0.2% EN PESO DE HUMEDAD (44).

TS1.- ESTA TEMPERATURA ESTÁ EN FUNCIÓN DEL EQUIPO DE DONDE PROVIENE EL SÓLIDO, EN CONDICIONES NORMALES SE ESPERA QUE EL SÓLIDO LLEGUE A TEMPERATURA AMBIENTE AL SECADOR; AQUÍ SE HA FIJADO LA TEMPERATURA DE ACUERDO A LA TABLA 4, Y QUE CORRESPONDE A LA MÁXIMA TEMPERATURA DE ROCÍO, ES DECIR: 290.75 K (17.6 °C).

TS2.- EL MANEJO DEL MATERIAL, VIENE A SER LA LIMITANTE PRINCIPAL, POR LO TANTO SE PREVÉ EL CASO DEL MANEJO MANUAL DEL MISMO, PARA LO CUAL UNA TEMPERATURA DE SALIDA DEL SÓLIDO ADECUADA ES 318.15 K (45 °C).

TG1.- ESTA ES LA TEMPERATURA A LA CUAL SE ACONDICIONARÁ EL AIRE, PERO ESTARÁ LIMITADA POR LA TEMPERATURA DE FUSIÓN DEL SÓLIDO; DE ACUERDO CON LO ANTERIOR SE UTILIZA LA MENOR TEMPERATURA DE FUSIÓN DE LOS SÓLIDOS SELECCIONADOS (FOSFATO DIAMÓNICO Y SUPERFOSFATO DE CALCIO) (VER TABLA 5). POR LO QUE  $TG1 = 100 - 5 = 95^{\circ}C$  (368,15 K).

Q.- AUNQUE NO EXISTEN MUCHOS ESTUDIOS SOBRE LA CANTIDAD DE CALOR PERDIDO EN ESTE PROCESO DE SECADO, HAY ACUERDO ENTRE DICHS ESTUDIOS DE ASIGNARLE UN VALOR DEL 15% DE PÉRDIDAS DEL CALOR TOTAL INTRODUCIDO (34).

LAS SIGUIENTES VARIABLES A ASIGNAR CORRESPONDEN A LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LAS SUSTANCIAS QUE DEBERÁ MANEJAR EL SECADOR. EL SECADOR ROTATORIO PUEDE MANEJAR SÓLIDOS GRANULARES QUE FLUYEN LIBREMENTE COMO SON: SULFATO Y NITRATO DE AMONIO, FERTILIZANTES FOSFATADOS Y OTRAS SALES FERTILIZANTES (51).

A FIN DE QUE EL SECADOR SIRVA ADECUADAMENTE PARA TODOS Y CADA UNO DE LOS MATERIALES SELECCIONADOS, SE DEFINE PARA EL DISEÑO UN SÓLIDO "HIPOTÉTICO", QUE POSEA LAS PROPIEDADES EXTREMAS SIGUIENTES: MENOR DENSIDAD, MENOR TEMPERATURA DE FUSIÓN O DESCOMPOSICIÓN Y MAYOR CAPACIDAD CALORÍFICA.

COMPUESTO	FORMULA	PUNTO DE FUSION °C	CAPACIDAD CALORIFICA (J/KG K)	DENSIDAD (KG/M3)
CLORURO DE POTASIO	KCL	772	834	1988
FOSFATO DIAMÓNICO	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	100(D)	1537.6	1619
FOSFATO MONOBÁSICO	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	150(D)	1506.8	1803
NITRATO DE AMONIO	NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	169.6(E)	1663.3	1725
SULFATO DE AMONIO	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	513(D 230)	1634.9	1769
SULFATO DE MAGNESIO	MgSO <sub>4</sub>	1124(D)	929.5	2660
SULFATO DE POTASIO	K <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1067	795.4	2662
SUPERFOSFATO TRIPLE DE CALCIO(A)	Ca(H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub>	150	1041.4	2120
SUPERFOSFATO DE CALCIO	CaH <sub>4</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> .H <sub>2</sub> O	100(D 200)	1209.7	2220
UREA	CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	132.7	1339.8	1335

- (A)  $Ca_3(PO_4)_2 + 4 H_3PO_4 \text{ ----> } 3 Ca(H_2PO_4)_2$   
(D) TEMPERATURA DE DESCOMPOSICIÓN  
(E) EXPLOSIVO A ALTAS TEMPERATURAS (MÁS DE 1080 °C)

TABLA 5. ALGUNAS PROPIEDADES FISICAS DE LOS FERTILIZANTES UTILIZADOS EN EL DISEÑO DEL SECADOR.

SÓLIDO HIPOTÉTICO:

$D_S = 1335 \text{ KG/M}^3$

$T_F = 100^\circ\text{C} (373.15 \text{ K})$

$C_P = 1663.3 \text{ J/KG K}$

ADICIONALMENTE EN LA TABLA 5 SE LISTAN ALGUNAS DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS MATERIALES PROPUESTOS.

PARA EL MANEJO DEL NITRATO DE AMONIO SE RECOMIENDA TENER EN CUENTA ALGUNAS PRECAUCIONES EN SU MANEJO, YA QUE ES UN MATERIAL QUE TIENE PELIGRO DE INCENDIARSE O EXPLOTAR (22).

1. NO SE DEBE FUMAR, NI USAR LLAMAS LIBRES EN EL RECINTO DONDE ESTÉ ALMACENADO EL FERTILIZANTE DE NITRATO DE AMONIO, NI CERCA DE ÉL.

2. MANTÉNGASE EL NITRATO DE AMONIO ALEJADO DE MATERIALES EXPLOSIVOS Y COMBUSTIBLES DE TODAS CLASES, EN ESPECIAL GASOLINA, PINTURAS AL ACEITE, PAJA, HENO, TELAS, PAPEL, VIRUTAS, DESPERDICIOS DE MADERA, ETC.

3. EL NITRATO DE AMONIO DEBE GUARDARSE EN UN EDIFICIO BIEN VENTILADO QUE PERMITA EL ESCAPE FÁCIL DE LOS GASES EN CASO DE INCENDIO. SI ES NECESARIO ALMACENAR GRANDES CANTIDADES DURANTE UN TIEMPO CONSIDERABLE, DEBEN PONERSE EN UN EDIFICIO SITUADO A UNA DISTANCIA DE CIEN METROS, O MÁS, DE LOS DEMÁS EDIFICIOS.

4. EL NITRATO DE AMONIO NO DEBE GUARDARSE EN SITIOS PRÓXIMOS A TUBERÍAS DE VAPOR O CONDUCCIONES ELÉCTRICAS.

5. SI SE DERRAMA NITRATO DE AMONIO DEBE LIMPIARSE INMEDIATAMENTE Y TIRARLO SI SE HA MEZCLADO CON ALGÚN MATERIAL COMBUSTIBLE. ESE MATERIAL CONTAMINADO NO DEBE EN NINGÚN CASO VOLVERSE A PONER EN EL SACO. ES MÁS SEGURO TIRAR TODO EL NITRATO DERRAMADO. ESTO PUEDE HACERSE ESPARCIÉNDOLO SOBRE EL TERRENO, DONDE BENEFICIARÁ LOS CULTIVOS.

6. LOS SACOS VACÍOS QUE HAN CONTENIDO NITRATO DE AMONIO DEBEN DESTRUIRSE INMEDIATAMENTE. ESTO NO QUIERE DECIR QUE NO PUEDAN DEJARSE LOS SACOS VACÍOS EN EL CAMPO, AL AIRE LIBRE EN SITIOS ALEJADOS DE LOS EDIFICIOS HASTA QUE LLEGUE EL MOMENTO OPORTUNO PARA DESTRUIRLOS.

7. LOS HUMOS PRODUCIDOS POR EL NITRATO DE AMONIO EN COMBUSTIÓN SON MUY TÓXICOS Y NO DEBEN ASPIRARSE. LAS PERSONAS QUE COMBATEN INCENDIOS EN QUE HAY ESTOS COMPUESTOS QUÍMICOS DEBEN LLEVAR MASCARILLAS CONTRA GASES.

8. EN CASO DE INCENDIO, ÉSTE DEBE EXTINGUIRSE CON LOS MÉTODOS ORDINARIOS PARA COMBATIR LOS INCENDIOS.

EL AGUA ES, POR LO GENERAL, EL PROCEDIMIENTO MÁS CÓMODO Y EFICAZ.

AHORA SE DEFINEN LOS PARÁMETROS, RELACIONES GEOMÉTRICAS Y VARIABLES INVOLUCRADAS CON EL DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO.

RELACIÓN LONGITUD/DIÁMETRO (L/D).- LOS VALORES PERMISIBLES PARA DISEÑO OSCILAN ENTRE 4 Y 10 (19,38,39).

DIÁMETRO DEL SECADOR (D).- LOS DIÁMETROS SUGERIDOS PARA ESTE EQUIPO SE ENCUENTRAN EN EL INTERVALO DE 0,3 A 3 M (38,39).

GRADO DE LLENADO O HOLD UP (PHI).- ESTE PARÁMETRO ES UNO DE LOS MÁS ESTUDIADOS, DEBE TENER VALORES DE 5 A 15% (11,54).

VELOCIDAD PERIFÉRICA DEL CILINDRO (VP).- ESTE PARÁMETRO TIENE VALORES QUE VAN DE 0.2 A 0.5 M/S (11).

ALTURA RADIAL DE LOS ELEVADORES (HF).- SE SUGIEREN VALORES QUE SON DEL 8 AL 12% DEL DIÁMETRO DEL SECADOR (11).

PENDIENTE (S).- DEBERÁ TENER VALORES QUE OSCILEN ENTRE 0 Y 0.08 M/M (11,23,39).

FLUJO DE GAS (G).- SE PROPONE QUE EL FLUJO DE GAS TENGA VALORES ENTRE 0.27 Y 13.6 (KG GAS/M<sup>2</sup> S) (11,38,39).

TIEMPO DE RETENCIÓN (O).- EL TIEMPO MÍNIMO ES DE 5 MINUTOS Y EL TIEMPO MÁXIMO DE 2 HORAS (51).

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA (NTOG).- SE RECOMIENDA QUE ESTE PARÁMETRO ESTÉ EN EL INTERVALO DE 1.5 A 2.5 PARA UNA OPERACIÓN EFICIENTE (39).

NÚMERO DE ELEVADORES (NF).- ESTE PARÁMETRO DEPENDE DE LA RETENCIÓN, ES DECIR LOS ELEVADORES DEBEN LEVANTAR LA RETENCIÓN TOTAL PARA EVITAR EL EFECTO DE HORNO Y SU NÚMERO PUEDE VARIAR DESDE 6 A 16 ELEVADORES (34).

POLVEO: LA GENERACIÓN DE POLVO SERÁ DEL 2 AL 5% DEL MATERIAL DE ALIMENTACIÓN (11,56).

PATRÓN DE FLUJO: SE PROPONE A CONTRACORRIENTE POR LO SIGUIENTE (11,56):

- EL EMPOLVAMIENTO ES MENOS SEVERO, YA QUE LA ALIMENTACIÓN HÚMEDA FUNCIONA HASTA CIERTO LÍMITE COMO COLECTOR DE POLVO.

- SE RECOMIENDA PARA CIERTOS PRODUCTOS QUÍMICOS GRANULARES (FERTILIZANTES) AIRE CALIENTE A CONTRACORRIENTE.

- ASEGURA UNA DISTRIBUCIÓN UNIFORME DE LA DIFERENCIA DE TEMPERATURAS Y EN CONSECUENCIA LA EFICIENCIA DE SECADO ES MAXIMIZADA.

### C) BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

EN ESTA SECCIÓN SE TRATARÁ LA ESTRUCTURA CON LA CUAL SE QUEDARÁ DEFINIDO EL BALANCE DE MATERIA. SE HARÁ REFERENCIA A LA GRÁFICA 6.

POR LA NATURALEZA MISMA DE ESTA OPERACIÓN UNITARIA ES CONVENIENTE EXPRESAR CONCENTRACIONES COMO RELACIONES MASA, Y TOMAR A LA HUMEDAD (CONTENIDO DE  $H_2O$ ) COMO COMPUESTO DE LIGA.

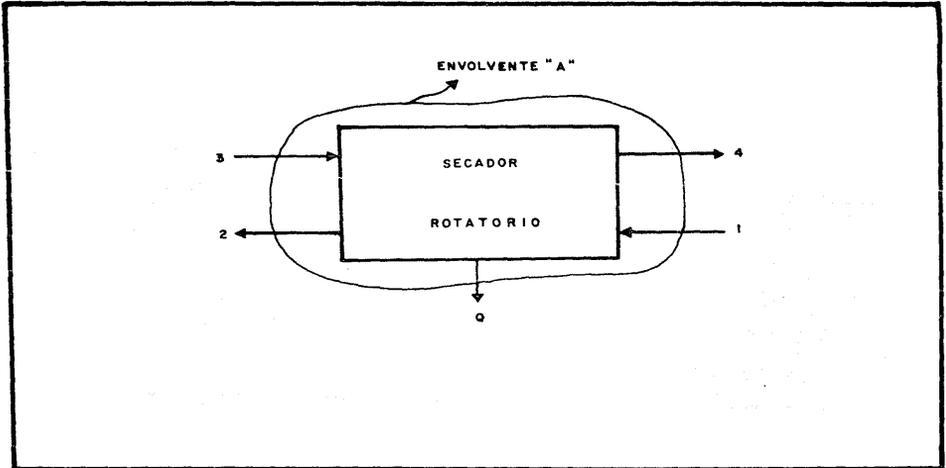
SE PROCEDERÁ PRIMERO A DESCRIBIR EL ESQUEMA Y DEFINIR LAS VARIABLES. EL BALANCE SE HARÁ PARA LA ENVOLVENTE A.

POR LA CORRIENTE 1 SE MUEVE SÓLIDO SECO CON FLUJO  $S_s$ =[MASA DE SÓLIDO SECO/TIEMPO] Y UNA HUMEDAD  $X_1$ =[MASA DE  $H_2O$ /MASA DE SÓLIDO SECO] A TEMPERATURA  $T_{S1}$ ; POR LA CORRIENTE 2 TAMBIÉN FLUJO  $S_s$ , PERO CON HUMEDAD  $X_2$  Y TEMPERATURA  $T_{S2}$ .

POR LAS CORRIENTES 3 Y 4 FLUYE AIRE  $G_s$ =[MASA DE AIRE SECO/TIEMPO] CON HUMEDADES  $Y_1$  Y  $Y_2$ =[MASA DE  $H_2O$ /MASA DE AIRE SECO] Y TEMPERATURAS  $T_{G1}$  Y  $T_{G2}$  RESPECTIVAMENTE. ASIMISMO  $Q$  REPRESENTA LAS PÉRDIDAS DE CALOR.

DADO QUE LOS BALANCES PARA SÓLIDO SECO Y GAS SECO ESTÁN RESUELTOS, EL ÚNICO BALANCE DE MASA A RESOLVER ES EL DE AGUA, QUE QUEDA EN LOS SIGUIENTES TÉRMINOS.

$$S_s X_1 + G_s Y_1 = S_s X_2 + G_s Y_2$$



DESCRIPCION DEL BALANCE DE MATERIA  
GRAFICA 6

REORDENANDO:

$$S_s ( X_1 - X_2 ) = G_s ( Y_2 - Y_1 ) . . . (17)$$

FINALMENTE EL BALANCE DE ENERGÍA SE HACE EN FUNCIÓN DE LAS ENTALPIAS DE LAS CORRIENTES Y LAS PÉRDIDAS DE CALOR.

$$S_s H_{s1} + G_s H_{g1} = S_s H_{s2} + G_s H_{g2} + Q . . . (18)$$

LA ECUACIÓN (17) SE RESUELVE PARA CONOCER EL FLUJO DE GAS SECO, Y LA ECUACIÓN (18) DESARROLLÁNDOLA NOS LLEVA A RESOLVER LA TEMPERATURA DEL GAS A LA SALIDA TG2.

#### D) DIMENSIONAMIENTO

UNA VEZ IDENTIFICADAS LAS VARIABLES, FIJADAS LAS BASES DE DISEÑO Y PROPUESTO EL BALANCE DE MATERIA SE PROCEDE AL DIMENSIONAMIENTO DEL SECADOR ROTATORIO; PARA ELLO SE PROPONE LA SIGUIENTE SECUENCIA DE CÁLCULO:

EN UNA GRÁFICA DE HUMEDAD CONTRA TEMPERATURA (VER GRÁFICA 7) SE MUESTRA LA TRAYECTORIA DE LA CONDICIÓN DEL AIRE A TRAVÉS DEL EQUIPO DE SECADO.

CALENTAMIENTO A HUMEDAD CONSTANTE, SEGMENTO "AB" Y HUMIDIFICACIÓN ADIABÁTICA, SEGMENTO "BC".

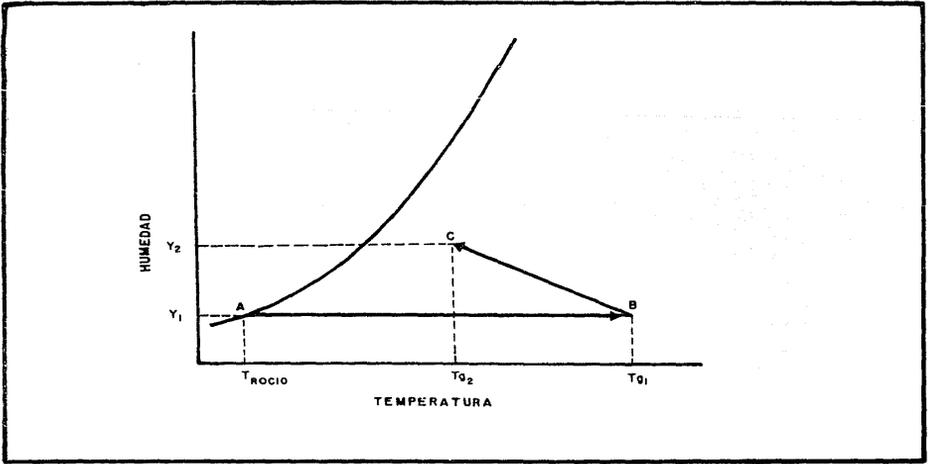
1) SE CALCULA LA HUMEDAD DEL AIRE A TEMPERATURA DE ROCÍO (SEGÚN BASES DE DISEÑO).

$$Y_R = Y_1 = (P_v / (P_T - P_v)) (M_{AGUA} / M_{AIRE})$$

2) LUEGO EL AIRE SE CALIENTA A HUMEDAD CONSTANTE HASTA LA TEMPERATURA  $T_{G1}$ ; PERO  $T_{G1} = T_f - 5^{\circ}C$

3) UNA VEZ ACONDICIONADO EL AIRE, SE SATURA ADIABÁTICA Y PARCIALMENTE A TRAVÉS DEL SECADOR ROTATORIO DIRECTO HASTA UN 65%.

PARA TAL EFECTO, SE CALCULAN LA HUMEDAD ( $Y_{SAT}$ ) Y LA TEMPERATURA ( $T_{SAT}$ ) DE SATURACIÓN ADIABÁTICA DEL AIRE A  $T_{G1}$  (DE UNA CARTA PSICROMÉTRICA).



CONDICION DEL AIRE A TRAVES DEL SECADOR ROTATORIO  
GRAFICA 7

ENTONCES LA HUMEDAD DEL AIRE A LA SALIDA DEL EQUIPO SERÁ  $Y_2 = 0.65 Y_{SAT}$ ; CON LO QUE SE EVITARÁ MANEJAR AIRE SATURADO DENTRO DEL EQUIPO.

4) CALCULAR EL CONTENIDO DE HUMEDAD INICIAL DEL SÓLIDO:

$$X_1 = H_1 / (100 - H_1)$$

CALCULAR EL CONTENIDO DE HUMEDAD FINAL DEL SÓLIDO:

$$X_2 = H_2 / (100 - H_2)$$

5) CALCULAR EL FLUJO DE SÓLIDO SECO:

$$S_s = S_h (1 - X_2)$$

6) DEL BALANCE DE MASA SE CALCULA LA CANTIDAD DE AIRE SECO:

$$G_s = S_s (X_1 - X_2) / (Y_2 - Y_1)$$

7) DEL BALANCE DE ENERGÍA SE CALCULA  $TG_2$ :

$$S_s H_{s1} + G_s H_{g1} = S_s H_{s2} + G_s H_{g2} + Q$$

DONDE:

$$H_{g1} = (1005 + 1884 Y_1) T_{G1} + 2502300 Y_1$$

$$H_{g2} = (1005 + 1884 Y_2) T_{G2} + 2502300 Y_2$$

$$H_{s1} = (C_{ps} + X_2 C_w) T_{s1}$$

$$H_{s2} = (C_{ps} + X_1 C_w) T_{s2}$$

$$Q = 0.15 H_{g1} G_s$$

DESPEJANDO  $TG_2$  DEL BALANCE DE ENERGÍA SE TIENE:

$$TG_2 = (0.85H_{g1} + (H_{s1} - H_{s2})S_s / G_s - 2502300Y_2) / (1005 + 1884Y_2)$$

UNA VEZ RESUELTO EL BALANCE DE MATERIA, SE PROCEDE AL DIMENSIONAMIENTO PROPIAMENTE DICHO.

8) SE CALCULAN LA TEMPERATURA, EL CALOR HÚMEDO Y LA HUMEDAD PROMEDIOS DEL AIRE EN EL SECADOR:

$$T_p = (T_{G1} + T_{G2}) / 2$$

$$Y_p = (Y_1 + Y_2) / 2$$

$$C_{sp} = 1005 + 1884 Y_p$$

ADEMÁS SE CALCULAN LA VISCOSIDAD ( $V_{isp}$ ) Y LA DENSIDAD DEL AIRE ( $\rho_a$ ) SECO A  $T_p$ .

9) SE CALCULA UNA MASA VELOCIDAD DE AIRE, DE TAL MODO QUE NO ARRASTRE PARTÍCULAS DE POLVO MAYORES A 200 MICRONES.

PARA LOGRAR LO PROPUESTO, SE CALCULA LA VELOCIDAD TERMINAL PARA EL TAMAÑO DE PARTÍCULA SUGERIDO.

$$G = \rho_a U_T$$

10) CON EL FLUJO MÁSSICO Y LA MASA VELOCIDAD DEL AIRE SE CALCULA EL ÁREA DE FLUJO, Y CON ÉSTA EL DIÁMETRO DEL SECADOR.

SE DEBE TOMAR EN CUENTA QUE EL 8% DEL VOLUMEN ESTÁ OCUPADO POR SÓLIDOS.

$$A = G_s / (0.92 G)$$

$$D = (4 A / \pi)^{0.5}$$

11) CALCULAR EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR:

$$G_p = G (1 + Y_p)$$

$$U_v = 237 G_p^{0.67} / D$$

12) CALCULAR LA LONGITUD DE LAS UNIDADES DE TRANSFERENCIA

$$H_{TOG} = G C_{sp} / U_v$$

13) CALCULAR EL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA CON PATRÓN DE FLUJO A CONTRACORRIENTE:

$$DT_2 = T_{G1} - T_{S2}$$

$$DT_1 = T_{G2} - T_{S1}$$

$$DTM = (DT_2 - DT_1) / \ln(DT_2 - DT_1)$$

$$N_{TOG} = (T_{G1} - T_{G2}) / DTM$$

CHECAR  $N_{TOG}$

14) LA LONGITUD DEL SECADOR SE CALCULA COMO:

$$Z = N_{TOG} H_{TOG}$$

CHECAR  $L/D$

15) PARA CALCULAR EL TIEMPO DE RESIDENCIA DEL SÓLIDO EN EL SECADOR, SE CALCULA LA MASA VELOCIDAD DE SÓLIDOS:

$$M_{vss} = S_s / A$$

AHORA SE CALCULA EL TIEMPO PROMEDIO DE RESIDENCIA:

$$\theta = \phi I Z D_s / M_{vss}$$

16) EL CÁLCULO DE LA RETENCIÓN (HOLD-UP) SIN FLUJO DE AIRE REQUIERE DE LA CONSTANTE DEL SÓLIDO Y LA MASA VELOCIDAD DEL AIRE A HUMEDAD MEDIA:

$$K = 0.6085 / DS \text{ DPM}^{0.5}$$

$$PHIO = PHI - K GP$$

LA ECUACIÓN ANTERIOR ES VÁLIDA PARA PHIO MENOR O IGUAL A 0.08.

17) CALCULAR LA VELOCIDAD DE ROTACIÓN DEL TÁMBOR. TOMANDO EN CUENTA LAS VELOCIDADES PERIFÉRICAS SUGERIDAS.

$$N = Vp / (\pi D)$$

CHECAR QUE DICHAS VELOCIDADES NO LLEGUEN A LA VELOCIDAD DE CENTRIFUGACIÓN:

$$Nc = 42.3 / D^{0.5}$$

18) CALCULAR LA MÁXIMA PENDIENTE DEL SECADOR. ES DECIR UTILIZAR LA MÍNIMA VELOCIDAD DE ROTACIÓN EN ESTE CÁLCULO (PARA EVITAR EL EXCESIVO CONSUMO DE POTENCIA).

$$S = 0.3344 Mvss / (PHIO DS N^{0.9} D 3600)$$

19) CALCULAR LA ALTURA RADIAL DE LAS ALETAS (ELEVADORES)(HF).

20) CALCULAR EL NÚMERO DE ALETAS TOTALES (NF) USANDO LA SIGUIENTE ECUACIÓN:

$$NA = (NF - 1) / 2$$

NA = NÚMERO DE ELEVADORES ACTIVOS

LOS ELEVADORES ACTIVOS DEBEN SOSTENER TODA LA RETENCIÓN.

## E) CÁLCULOS

LOS SECADORES ROTATORIOS DEBEN CALCULARSE APROPIADAMENTE, DESDE EL PUNTO DE VISTA TERMODINÁMICO Y DE MANEJO DE MATERIALES.

A CONTINUACIÓN SE PRESENTAN LOS CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL EQUIPO EN CUESTIÓN.

EN PRINCIPIO SE ANOTAN LOS DATOS QUE SE REQUIEREN:

$$P_T = P_G1 = 586 \text{ mmHg}$$

$$T_R = 11.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_F = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Y_2 = 0.65 Y_{SAT}$$

$$H_1 = 12\% \text{ PESO}$$

$$H_2 = 0.2\% \text{ PESO}$$

$$S_H = 50 \text{ KG DE PRODUCTO SECO/H}$$

$$Q = 0.15 \text{ Hg1 Gs}$$

$$D_P = 200 \text{ MICRONES (} 200\text{E-}06 \text{ M)}$$

$$\text{PHI} = 8\%$$

$$TS1 = 17.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$TS2 = 45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Ds = 1335 \text{ KG/M}^3$$

$$DPM = 400 \text{ MICRONES (} 400\text{E-}06 \text{ M)}$$

$$Vp = 0.2 \text{ M/s}$$

$$Cw = 4187 \text{ J/KG K}$$

$$Cps = 1663.3 \text{ J/KG K}$$

DE ACUERDO A LA SECUENCIA PROPUESTA CON PRECEDENCIA Y QUE CONSTA DE 20 PUNTOS SE PROCEDE AL DISEÑO:

1) PARA CALCULAR LA HUMEDAD DEL AIRE: CON LA TEMPERATURA DE ROCÍO (11.7  $^\circ\text{C}$ ) SE CALCULA LA PRESIÓN DE VAPOR DEL AGUA:

$$Pv = 10.309 \text{ mmHg}$$

$$Y1 = (10.309 / (586 - 10.309)) (18/29)$$

$$Y1 = 0.0111148 \text{ KG AGUA/KG AIRE SECO}$$

2) LA TEMPERATURA DE ENTRADA DEL AIRE AL SECADOR ES:

$$TG1 = 100 - 5 = 95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3) CÁLCULO DE LA HUMEDAD DE SALIDA DEL AIRE:

$$Y_{SAT} = 0.037798 \text{ KG AGUA/KG AIRE SECO}$$

$$T_{SAT} = 30.97 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Y2 = 0.65 \cdot 0.037798$$

$$Y2 = 0.0245686 \text{ KG AGUA/KG AIRE SECO}$$

## 4) HUMEDADES DEL SÓLIDO:

$$X1 = 12/(100 - 12)$$

$$X1 = 0.136364 \text{ KG AGUA/KG SÓLIDO SECO}$$

$$X2 = 0.2/(100 - 0.2)$$

$$X2 = 0.002004 \text{ KG AGUA/KG SÓLIDO SECO}$$

## 5) FLUJO DE SÓLIDO SECO:

$$Ss = 50 (1 - 0.002004)$$

$$Ss = 49.8998 \text{ KG SÓLIDO SECO/H}$$

## 6) FLUJO DE AIRE SECO:

$$Gs = 49.8998 (0.136364 - 0.002004)/(0.0245686 - 0.0111148)$$

$$Gs = 498.336 \text{ KG AIRE SECO/H}$$

## 7) CÁLCULO DE LA TEMPERATURA DEL AIRE A LA SALIDA DEL SECADOR:

$$Hg1 = 125276.8909 \text{ J/KG}$$

$$Hs1 = 39322.9 \text{ J/KG}$$

$$Hs2 = 75226.1 \text{ J/KG}$$

$$TG2 = (0.85 \cdot 125276.8909 + (39322.9 - 75226.1) \cdot 49.8998/498.336 - 2502300 \cdot 0.0245686)/(1005 + 1884 \cdot 0.0245686)$$

$$TG2 = 39.392 \text{ 'C}$$

## 8) CALCULAR ALGUNAS PROPIEDADES PROMEDIO:

$$Tp = (95 + 39.392)/2$$

$$Tp = 67.196 \text{ 'C}$$

$$Yp = (0.0111148 + 0.0245686)/2$$

$$Yp = 0.0178417 \text{ KG AGUA/KG AIRE SECO}$$

$$Csp = 1005 + 1884 \cdot 0.0178417$$

$$Csp = 1038.613763 \text{ J/KG K}$$

$$\text{VISP} = 0.194919\text{E}-04 \text{ KG/M S}$$

$$\text{DA} = 0.799529 \text{ KG/M}^3$$

9) CÁLCULO DE LA VELOCIDAD TERMINAL PARA UNA PARTÍCULA DE 200 MICRONES:

ZONA DE FLUJO

$$K' = \text{DP} \left( (\text{DS} - \text{DA}) \text{G} / \text{VISP}^2 \right)^{1/3}$$

$$K' = 200\text{E}-06 \left( (1335 - 0.799529) 9.81 / 19.4919\text{E}-06^2 \right)^{1/3}$$

$$K' = 6.507645$$

ZONA DE FLUJO: INTERMEDIA

$$\text{UT} = 0.153 \text{ G}^{0.71} \text{ DP}^{1.14} (\text{DS} - \text{DA})^{0.71} / (\text{DA}^{0.29} \text{VISP}^{0.43})$$

$$\text{UT} = 0.153 \cdot 9.81^{0.71} \cdot 200\text{E}-06^{1.14} \cdot (1335 - 0.799529)^{0.71} /$$

$$(\cdot 0.799529^{0.29} \cdot 0.194919\text{E}-04^{0.43})$$

$$\text{UT} = 0.879829 \text{ M/S}$$

$$\text{G} = 0.879829 \cdot 0.799529$$

$$\text{G} = 0.703449 \text{ KG AIRE SECO/ M}^2 \text{ S}$$

10) CÁLCULO DEL DIÁMETRO DEL SECADOR:

$$\text{A} = 498.336 / (0.92 \cdot 0.703449 \cdot 3600)$$

$$\text{A} = 0.213894 \text{ M}^2$$

$$\text{D} = (4 \cdot 0.213894 / \text{PI})^{0.5}$$

$$\text{D} = 0.521861 \text{ M}$$

## 11) CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR:

$$Gp = 0.703449 (1 + 0.0178417)$$

$$Gp = 0.715999 \text{ KG/M}^2 \text{ s}$$

$$Uv = 237 \cdot 0.715999^{0.67} / 0.521861$$

$$Uv = 363.066 \text{ W/M}^3 \text{ K}$$

## 12) CÁLCULO DE LA LONGITUD DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA:

$$HTOG = 0.703449 \cdot 1038.6137 / 363.066$$

$$HTOG = 2.01234 \text{ M}$$

## 13) CÁLCULO DEL NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA:

$$DT2 = 95 - 45 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$DT1 = 39.392 - 17.6 = 21.792 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$DTM = (50 - 21.792) / \ln(50 / 21.792)$$

$$DTM = 33.9658 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$NTOG = (95 - 39.392) / 33.9658$$

$$NTOG = 1.63718$$

## 14) CÁLCULO DE LA LONGITUD DEL SECADOR:

$$Z = 1.63718 \cdot 2.01234$$

$$Z = 3.29456 \text{ M}$$

$$L/D = 3.29456 / 0.521861 = 6.3131$$

## 15) CÁLCULO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA:

$$Mvss = 49.8998 / 0.213894$$

$$Mvss = 233.29219 \text{ KG SÓLIDO SECO/M}^2 \text{ H}$$

$$O = 0.08 \cdot 3.29456 \cdot 1335 / 233.29219$$

$$O = 1.50823 \text{ H} = 1 \text{ H } 30'$$

## 16) CÁLCULO DE RETENCIÓN SIN FLUJO:

$$K = 0.6085 / 1335 \quad 400E-06^{0.5}$$

$$K = 0.02279$$

$$PHIO = 0.08 - (0.02279 \quad 0.715999)$$

$$PHIO = 0.063682$$

$$PHIO = 6.3682\%$$

## 17) VELOCIDAD PERIFÉRICA:

$$N = 0.2 / (0.5218261 \quad \pi)$$

$$N = 0.12199 \text{ R.P.S.}$$

$$N = 7.3199 \text{ R.P.M.}$$

$$Nc = 42.3 / 0.5218261^{0.5}$$

$$Nc = 58.5568 \text{ R.P.M.}$$

## 18) CÁLCULO DE LA PENDIENTE DEL SECADOR:

$$S = 0.3344 \quad 233.29219 / (0.063682 \quad 1335 \quad 0.12199^{0.9}$$

$$0.5218261 \quad 3600)$$

$$S = 3.2442E-03 \text{ M/M}$$

## 19) ALTURA DE LAS ALETAS:

SE TOMA LA MÁXIMA ALTURA, PARA OBTENER UNA MAYOR CAPACIDAD.

$$HF = 0.12 \quad 0.5218261$$

$$HF = 0.063 \text{ M} = 6.3 \text{ CM}$$

20) CÁLCULO DEL NÚMERO DE ALETAS:

SE PROPONEN ALETAS DE 90 GRADOS.

- CARGA DE MATERIAL POR ALETA

VOLUMEN DE LA ALETA ( $V_A$ ) (APROXIMADO)

$$V_A = HF^2 Z$$

$$V_A = 0.063^2 \cdot 3.29456$$

$$V_A = 0.0131 \text{ M}^3$$

MASA DE SÓLIDOS EN EL SECADOR ( $w$ )

$$w = 50 \text{ KG/H} \cdot 1.50823 \text{ H} = 75.41 \text{ KG DE SÓLIDO}$$

VOLUMEN DE LOS SÓLIDOS ( $V_s$ )

$$V_s = 75.41 \text{ KG SÓLIDO} / 1335 \text{ KG/M}^3$$

$$V_s = 0.056488 \text{ M}^3$$

$$N_A = 0.056488 / 0.0131$$

$$N_A = 4.3$$

APROXIMAR A 5 ELEVADORES ACTIVOS

$$N_F = 2 (5) + 1 = 11$$

SE TOMAN 12 ELEVADORES

A = ÁREA TRANSVERSAL DEL SECADOR (M<sup>2</sup>)

CPS = CAPACIDAD CALORÍFICA DEL SÓLIDO (J/KG K)

CSP = CALOR HÚMEDO PROMEDIO DEL AIRE (J/KG K)

CW = CAPACIDAD CALORÍFICA DEL AGUA (J/KG K)

D = DIÁMETRO DEL SECADOR (M)

DA = DENSIDAD DEL AIRE SECO A TP (KG/M<sup>3</sup>)

DP = DIÁMETRO DE PARTÍCULA (M)

DPM = DIÁMETRO PROMEDIO DE LA DISTRIBUCIÓN DE PARTÍCULA  
DE LA ALIMENTACIÓN (M)

DS = DENSIDAD DEL SÓLIDO (KG/M<sup>3</sup>)

DT1 = TERMINAL DE TEMPERATURAS FRÍA (°C)

DT2 = TERMINAL DE TEMPERATURAS CALIENTE (°C)

DTM = DIFERENCIA DE TEMPERATURAS MEDIA LOGARÍTMICA (°C)

G = 9.81 M/S<sup>2</sup>

G = MASA VELOCIDAD DE AIRE SECO (KG/M<sup>2</sup> S)

GP = MASA VELOCIDAD DEL AIRE HÚMEDO (KG/M<sup>2</sup> S)

GS = FLUJO DE AIRE SECO (KG AIRE SECO/H)

H1 = HUMEDAD DEL SÓLIDO A LA ENTRADA (% PESO)

H2 = HUMEDAD DEL SÓLIDO A LA SALIDA (% PESO)

HF = ALTURA RADIAL DEL ELEVADOR (M)

Hg1 = ENTALPIA DEL AIRE A LA ENTRADA (J/KG)

Hs1 = ENTALPIA DEL SÓLIDO A LA ENTRADA (J/KG)

Hs2 = ENTALPIA DEL SÓLIDO A LA SALIDA (J/KG)

H<sub>TOG</sub> = LONGITUD DE UNIDAD DE TRANSFERENCIA (M)

K = CONSTANTE QUE ES FUNCIÓN DE LAS PROPIEDADES DEL SÓLIDO.

K' = CONSTANTE QUE SITUA LA ZONA DE FLUJO

M<sub>VSS</sub> = MASA VELOCIDAD DE SÓLIDO SECO (KG/M<sup>2</sup> H)

N = VELOCIDAD DE ROTACIÓN DEL SECADOR (R.P.M.)

N<sub>A</sub> = NÚMERO DE ELEVADORES ACTIVOS

N<sub>C</sub> = VELOCIDAD CRÍTICA DE ROTACIÓN DEL SECADOR (R.P.M.)

N<sub>F</sub> = NÚMERO DE ELEVADORES TOTALES

N<sub>TOG</sub> = NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA

O = TIEMPO PROMEDIO DE RETENCIÓN (H)

PHI = RETENCIÓN O HOLD UP (%)

PHIO = RETENCIÓN SIN FLUJO DE AIRE (%)

PI = 3.1416

PT = PGI = PRESIÓN TOTAL DEL SISTEMA (MMHG)

PV = PRESIÓN DE VAPOR DEL AGUA (MMHG)

Q = PÉRDIDAS DE CALOR (W)

S = PENDIENTE DEL SECADOR (M/H)

SH = PRODUCCIÓN DE SÓLIDO SECO (KG SÓLIDO/H)

SS = FLUJO DE SÓLIDO SECO (KG SÓLIDO SECO/H)

TF = TEMPERATURA DE FUSIÓN DEL SÓLIDO (°C)

TG1 = TEMPERATURA DE ENTRADA DEL AIRE (°C)

TG2 = TEMPERATURA DE SALIDA DEL AIRE (°C)

TP = TEMPERATURA PROMEDIO DEL AIRE (°C)

TR = TEMPERATURA DE ROCÍO (°C)

TS1 = TEMPERATURA DE ENTRADA DEL SÓLIDO (°C)

TS2 = TEMPERATURA DE SALIDA DEL SÓLIDO (°C)

TSAT = TEMPERATURA DE SATURACIÓN ADIABÁTICA DEL AIRE  
(°C)

- $U_V$  = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR ( $W/M^2 K$ )
- $U_T$  = VELOCIDAD TERMINAL DE PARTÍCULA ( $M/S$ )
- $V_A$  = VOLUMEN DE LA ALETA ( $M^3$ )
- $V_{ISP}$  = VISCOSIDAD DEL AIRE SECO A  $T_p$  ( $KG/M S$ )
- $V_P$  = VELOCIDAD PERIFÉRICA DEL SECADOR ( $M/S$ )
- $V_S$  = VOLUMEN DE LOS SÓLIDOS ( $M^3$ )
- $W$  = RETENCIÓN DE SÓLIDOS EN EL SECADOR ( $KG$ )
- $X_1$  = HUMEDAD DEL SÓLIDO A LA ENTRADA ( $KG$  AGUA/ $KG$  SÓLIDO SECO)
- $X_2$  = HUMEDAD DEL SÓLIDO A LA SALIDA ( $KG$  AGUA/ $KG$  SÓLIDO SECO)
- $Y_1 = Y_r$  = HUMEDAD DEL AIRE A LA ENTRADA DEL SECADOR ( $KG$  AGUA/ $KG$  AIRE SECO)
- $Y_2$  = HUMEDAD DEL AIRE A LA SALIDA DEL SECADOR ( $KG$  AGUA/ $KG$  AIRE SECO)
- $Y_p$  = HUMEDAD PROMEDIO DEL AIRE ( $KG$  AGUA/ $KG$  AIRE SECO)
- $Y_{SAT}$  = HUMEDAD DE SATURACIÓN ADIABÁTICA DEL AIRE ( $KG$  AGUA/ $KG$  AIRE SECO)
- $Z = L$  = LONGITUD DEL SECADOR ( $M$ )

## 5. EQUIPO AUXILIAR E INSTRUMENTOS

EL SECADOR ROTATORIO DIRECTO REQUIERE DE CIERTOS EQUIPOS AUXILIARES PARA SU OPERACIÓN. DICHS EQUIPOS DEBEN CUMPLIR FUNCIONES TALES COMO: ALIMENTAR SÓLIDOS, IMPULSAR EL GAS, CALENTAR EL GAS, COLECTAR LOS POLVOS ARRASTRADOS POR EL GAS Y HACER GIRAR EL TAMBOR.

EN SISTEMAS DE SECADO ROTATORIO, ES TÍPICO EL USO DE LOS EQUIPOS QUE A CONTINUACIÓN SE MENCIONAN:

1. TRANSPORTADOR DE TORNILLO SIN FIN
2. CALENTADOR ELÉCTRICO
3. COLECTOR CICLÓNICO CENTRÍFUGO (CICLÓN)
4. VENTILADOR CENTRÍFUGO
5. MOTOR DE MANDO

EN CUANTO A LA INSTRUMENTACIÓN, EL CONTROL DEL SECADO COMO OPERACIÓN ES DIFÍCIL, DEBIDO A QUE HAY CIERTAS VARIABLES IMPORTANTES CUYA MEDICIÓN DIRECTA NO ES FACTIBLE. POR LO QUE EL PROCESO DE SECADO DEBE CONTROLARSE A TRAVÉS DE LA MEDICIÓN DE LAS CONDICIONES AMBIENTALES Y MEDIANTE LA VARIACIÓN DE ÉSTAS.

EXISTE UNA GRAN VARIEDAD DE ALTERNATIVAS PARA LA MEDICIÓN Y CONTROL DE LAS DIVERSAS VARIABLES DE OPERACIÓN EN LOS SECADORES ROTATORIOS DIRECTOS; PERO PARA ESTE CASO EN

PARTICULAR SE PROPONE QUE SEA LAS MÁS SENCILLA.

UNA VEZ COMENTADO LO ANTERIOR, SE CALCULA EL EQUIPO AUXILIAR PROPUESTO Y SE HACE UNA SELECCIÓN DE INSTRUMENTOS PARA EL CONTROL DEL EQUIPO.

## A) CÁLCULO DEL EQUIPO AUXILIAR

## 1. TRANSPORTADOR DE TORNILLO SIN FIN (38)

ESTE TRANSPORTADOR CONSISTE EN UNA HÉLICE DE ACERO MONTADA SOBRE UN EJE Y SUSPENDIDA EN UNA CANAL EN FORMA DE "U" HECHA CON LÁMINA DE ACERO.

LOS TAMAÑOS NORMALES VAN DE 10 CM. (4 PULGADAS) HASTA 61 CM. (24 PULGADAS) DIÁMETRO DE HÉLICE.

LA POTENCIA DE ESTE EQUIPO SE CALCULA COMO SIGUE:

$$P = S_s L F / 4500$$

P = POTENCIA EN C.V.

S<sub>s</sub> = FLUJO DE SÓLIDOS (KG/MIN)

L = LONGITUD DEL TRANSPORTADOR (M)

F = FACTOR DEL MATERIAL; 1.8 PARA MATERIALES SEMIABRASIVOS O ABRASIVOS, FINOS, GRANULARES O PEQUEÑOS TERRONES MEZCLADOS EN FINOS Y DE 800 A 1600 KG/M<sup>3</sup>

$$P = (0.833 \text{ KG/MIN } 2\text{M } 1.8) / 4500$$

$$P = 6.664 \text{ E-04 C.V.} = 6.57 \text{ E-04 H.P.}$$

LA EFICIENCIA DE TRANSMISIÓN ES DEL 90%.

$$P = 6.57 \text{ E-04} / 0.9 = 7.3 \text{ E-04}$$

PERO LA POTENCIA ES MENOR A 2 H.P., ASÍ QUE SE MULTIPLICA POR 2:

$$P = 7.3 \text{ E-04} \cdot 2 = 0.00146 \text{ H.P.}$$

NO SE DISPONE DE UN MOTOR DE TAL POTENCIA. Y EL MÍNIMO ESTÁNDAR ES DE 1/4 H.P.

NOTA: AL TENER UNA POTENCIA DISPONIBLE MUCHO MAYOR DE LA REQUERIDA, SI FUERA NECESARIO SE PUEDE AUMENTAR LA LONGITUD DEL TRANSPORTADOR.

LA CAPACIDAD DEL TRANSPORTADOR ES:

$$C = 50 \text{ KG/H} / 1335 \text{ KG/M}^3 = 0.037 \text{ M}^3/\text{H}$$

TRANSPORTADOR DE 10 CM. (4 PULGADAS) A 30 R.P.M.

(SEGÚN RECOMENDACIONES DE LINK-BELT, CO.)

## 2. CALENTADOR ELÉCTRICO (4)

LAS UNIDADES DE CALENTAMIENTO ELÉCTRICO PUEDEN EMPLEARSE EN CUALQUIER MEDIO, YA SEA ÉSTE: SÓLIDO, LÍQUIDO O GASEOSO, EXISTIENDO DIVERSAS MANERAS DE PODER PROPORCIONARLE EL CALOR A ESTOS; SIENDO NECESARIO CONOCER ALGUNAS DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS MEDIOS A CALENTAR.

EL CÁLCULO DE LA POTENCIA REQUERIDA PARA ELEVAR LA TEMPERATURA DE CUALQUIER PROCESO ESTÁ EN ALGUNAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS MATERIALES: TEMPERATURA, MASA Y CALOR ESPECÍFICO.

USUALMENTE EN EL CÁLCULO DEL TOTAL DE LA POTENCIA, SE USA UN FACTOR DE SEGURIDAD DEL 10% PARA CONTINGENCIAS TALES COMO: CAÍDAS DE VOLTAJE EN LA LÍNEA, VARIACIONES EN LA TEMPERATURA, ETC.

ESTE TIPO DE CALENTAMIENTO TIENE VENTAJAS DE BAJO COSTO INICIAL DE EQUIPO Y DE INSTALACIÓN, ECONOMÍA DE SUPERFICIE DE SUELO, SIMPLICIDAD DE FUNCIONAMIENTO Y CONTROL, RÁPIDA RESPUESTA AL CONTROL, LIMPIEZA Y OFRECEN MENOS RESISTENCIA AL PASO DEL GAS. ADEMÁS CONTEMPLAN EL CALENTAMIENTO DE AIRE FORZADO A TRAVÉS DE DUCTOS PARA SECADORES (RECOMENDADO SOBRE TODO PARA NIVEL LABORATORIO O PLANTA PILOTO).

LA POTENCIA Y CARACTERÍSTICAS DE ESTE EQUIPO SE REPORTAN A CONTINUACIÓN:

(SE PROPONE ELEVAR LA TEMPERATURA DEL AIRE HASTA 200°C)

TEMPERATURA DE ENTRADA AL CALENTADOR = 17.6°C

CALOR HÚMEDO DEL AIRE = 1025.94 J/KG K

FLUJO MÁSSICO DE AIRE = 498.336 KG/H

CÁLCULOS:

$P = 498.336 \text{ KG/H} \cdot 1025.94 \text{ J/KG K} (473.15 - 290.75 \text{ K})$

$P = 93,254,341.26 \text{ J/H} (1 \text{ H} / 3600 \text{ s}) = 25,904 \text{ W}$

$P = 26 \text{ kW} (1.1) = 28.6 \text{ kW}$

EL EQUIPO DISPONIBLE ES DE 30 kW CON 18 ELEMENTOS TUBULARES DE 0.475 PULGADAS DE DIÁMETRO; CON PESO APROXIMADO DE 55 LB., 480 VOLTS Y 3 FASES (ADH-030 CHROMALOX) (VER GRÁFICAS 8 Y 9).

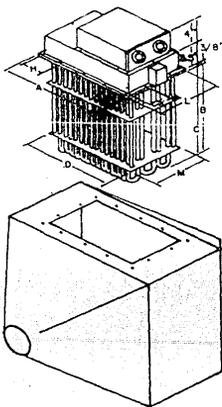
CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DEL AIRE A TRAVÉS DEL DUCTO DEL CALENTADOR ELÉCTRICO Y DE LA CAÍDA DE PRESIÓN:

ABERTURA DEL DUCTO (4) = D + 6.35 MM + M + 6.35 MM

AREA DE FLUJO = AREA DE DUCTO - AREA DE ELEMENTOS

AREA DE DUCTO = 60.96 CM 60.96 CM = 3,716.12 CM<sup>2</sup>

AREA DE DUCTO = 0.3716 M<sup>2</sup>



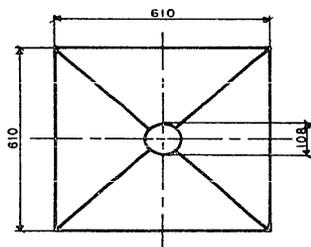
**DIMENSIONES (mm)**

A	396.875
B	517.525
C	717.550
D	355.6
H	95.25
K	88.9
L	282.575
M	241.3

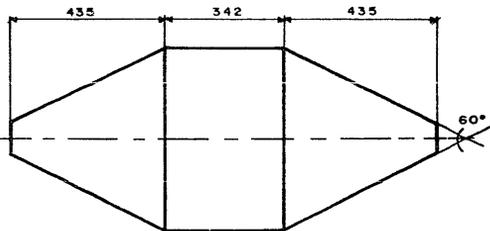
**Potencia = 30 kW**

ABERTURA DEL DUCTO:  $D + 6.35 \text{ mm} + M + 6.35 \text{ mm}^*$   
**CALENTADOR ELECTRICO EC-1**

**CALENTADOR ELECTRICO EC-1**  
**GRAFICA 8**



VISTA FRONTAL



VISTA LATERAL

Acotación: mm

DIMENSIONES Y VISTAS DEL CALENTADOR ELECTRICO EC-1  
GRAFICA 9

LA DISPOSICIÓN DE LOS ELEMENTOS ES EN FORMA DE MATRIZ DE (6 X 3).

$$\text{AREA DE LOS ELEMENTOS} = (6)(51.75)(0.475 \text{ PULG } 2.54\text{CM/PULG})$$

$$\text{AREA DE LOS ELEMENTOS} = 374.62 \text{ CM}^2 = 0.0375 \text{ M}^2$$

$$\text{AREA NETA DE FLUJO} = 0.3716 - 0.0375 = 0.3341 \text{ M}^2$$

$$\text{DENSIDAD DEL AIRE A } 17.6^\circ\text{C} = 0.9195 \text{ KG/M}^3$$

$$\text{VOLUMEN ESPECÍFICO} = 1.0875 \text{ M}^3/\text{KG}$$

$$\text{CAUDAL VOLUMÉTRICO} = 498.336 \text{ KG/H } 1.0875 \text{ M}^3/\text{KG} = 542 \text{ M}^3/\text{H}$$

$$\text{VELOCIDAD} = 542 \text{ M}^3/\text{H} / 0.3341 \text{ M}^2 = 1.622.3 \text{ M/H} = 1.48 \text{ FT/S}$$

PARA ESTA VELOCIDAD, LA CAÍDA DE PRESIÓN (4) ES:

0.01 PULGADAS DE AGUA.

### 3. COLECTOR CICLÓNICO CENTRÍFUGO (CICLÓN)

ESTOS SEPARADORES CENTRÍFUGOS PROPIAMENTE DICHO, EMPLEAN LA FUERZA CENTRÍFUGA PARA LA SEPARACIÓN DE LOS MATERIALES DE DIFERENTES FASES Y DENSIDADES.

SON EQUIPOS DE CONSTRUCCIÓN SENCILLA. POSEEN CIERTA FLEXIBILIDAD DE OPERACIÓN, REQUIEREN Poca ENERGÍA Y PUEDEN OPERAR A ALTAS PRESIONES Y TEMPERATURAS, LO CUAL LOS VUELVE ATRACTIVOS PARA LA LIMPIEZA DE GASES DE PROCESOS. SON FÁCILES DE LIMPIAR, LO QUE PERMITE SU EMPLEO EN LA INDUSTRIA DE LOS ALIMENTOS.

EL EQUIPO PARA ESTE CASO SE CALCULÓ POR MEDIO DE UN PROGRAMA DE CÓMPUTO (3,57) CON LOS SIGUIENTES DATOS:

APROXIMADAMENTE EL 3% EN PESO DE LA CARGA ES POLVO QUE SE GENERA POR REDUCCIÓN DE TAMAÑO, Y DE ESE POLVO SE PERMITE LA PÉRDIDA DEL 6% EN PESO, YA QUE EL CICLÓN OBTIENE ALTAS EFICIENCIAS CON PARTÍCULAS DE DIÁMETROS MAYORES O IGUALES A 5 MICRONES.

$$\text{RAZÓN DE POLVO} = 50 \text{ KG/H} \cdot 0.03 = 1.5 \text{ KG POLVO/H}$$

$$\text{EMISIÓN DE POLVO} = 0.03 \text{ KG POLVO/KG ALIMENTACIÓN} \cdot 0.06$$

$$\text{EMISIÓN DE POLVO} = 0.0018 \text{ KG POLVO/KG ALIMENTACIÓN}$$

LA EFICIENCIA QUE REQUIERE EL EQUIPO ES DE:

EFICIENCIA =  $((0.03 - 0.0018) / 0.03) 100 = 94\%$

TEMPERATURA DEL AIRE =  $65^{\circ}\text{C} = 338.15 \text{ K (**)}$

DENSIDAD DEL AIRE =  $0.805 \text{ kg/m}^3$

VISCOSIDAD DEL AIRE A  $65^{\circ}\text{C} = 0.02 \text{ cP}$

CAUDAL VOLUMÉTRICO DEL AIRE =  $21870 \text{ FT}^3/\text{H}$

PRESIÓN BAROMÉTRICA =  $586 \text{ MM Hg}$

DENSIDAD DEL SÓLIDO =  $1335 \text{ kg/m}^3$

SE PROPONE UNA MUESTRA NORMALIZADA DE POLVO "GRUESA"

(24):

DP (MICRONES)	% PESO
150	--
104	--
75	46
60	40
40	32
30	27
20	21
15	16
10	12
7.5	9
5	6
2.5	3

EL RESULTADO DE LA CORRIDA DEL PROGRAMA ES:

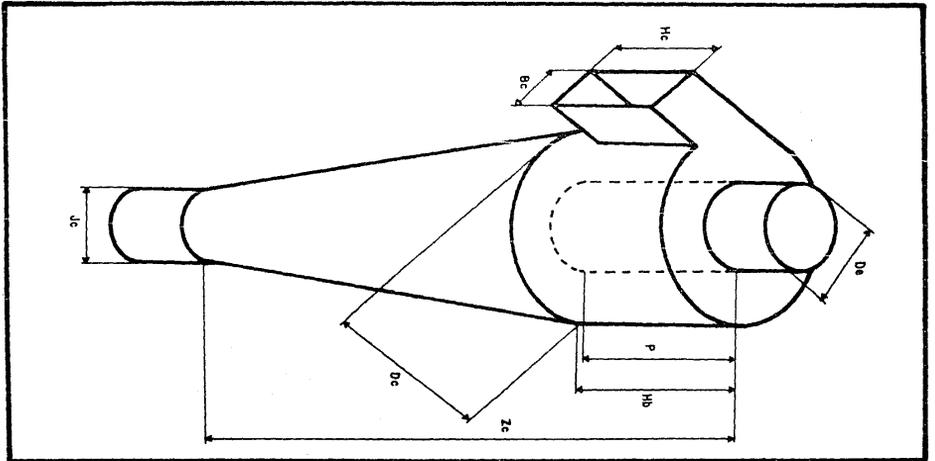
UN SISTEMA DE 2 CICLONES EN SERIE, CON UNA EFICIENCIA TOTAL DE 98.37% Y UNA CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL DE 2.77 PULGADAS DE AGUA (VER GRÁFICA 10 Y ANEXO III).

DATOS DEL SISTEMA

TIPO DE CICLÓN: TANGENCIAL

DIÁMETRO DEL CICLÓN, $D_c$ (CM)	32.49	22.33
ANCHO DE ENTRADA, $B_c$ (CM)	8.12	5.58
ALTURA DE ENTRADA, $H_c$ (CM)	20.31	13.96
VELOCIDAD DE ENTRADA, (M/S)	10.43	19.68
ALTURA TOTAL, $Z_c$ (CM)	96.80	66.62
DIÁMETRO DE SALIDA DE GAS, $D_e$ (CM)	16.26	9.65
DIÁMETRO DE SALIDA DE SÓLIDO, $J_c$ (CM)	12.18	8.37
PROFUNDIDAD DEL TUBO DE GAS, $P$ (CM)	24.37	16.75
ALTURA DEL BARRIL (CM)	56.86	44.66
ÁNGULO DEL VÓRTICE (GRADOS)	68	68
CAÍDA DE PRESIÓN (PULGADAS DE AGUA)	0.42	2.35
EFICIENCIA	92.25	78.93

(\*\*) SE RESUELVE EL BALANCE DE ENERGÍA PARA UNA TEMPERATURA DE GAS A LA ENTRADA DEL SECADOR DE 200°C Y CON LA MENOR CAPACIDAD CALORÍFICA DE LOS FERTILIZANTES, ( $C_p = 795.4 \text{ J/KG K}$ ) CON LO QUE SE OBTIENE UNA TEMPERATURA DE GAS A LA SALIDA DEL SECADOR DE APROXIMADAMENTE 65°C.



CICLON  
GRAFICA 10

#### 4. VENTILADOR CENTRÍFUGO

EL MOVIMIENTO DE AIRE U OTROS GASES EN SECADORES ROTATORIOS REQUIERE DE VENTILADORES, GENERALMENTE DEL TIPO CENTRÍFUGO.

ESTE TRABAJA A SUCCIÓN (TIRO INDUCIDO), COLOCÁNDOSE DESPUÉS DEL EQUIPO DE COLECCIÓN DE POLVO; A MODO DE QUE MANEJE UNA CORRIENTE DE GAS RELATIVAMENTE LIBRE DE PARTÍCULAS.

EL VENTILADOR CENTRÍFUGO CON ASPAS CURVADAS HACIA ATRÁS, ES EL MÁS USADO PARA SISTEMAS DE SECADO. LOS REQUERIMIENTOS DE ESTOS SISTEMAS SON: MANEJAR GRANDES VOLÚMENES DE GAS A PRESIONES MEDIAS O BAJAS.

LA BAJA EN LA EFICIENCIA DE ESTOS VENTILADORES ES ORIGINADA POR LA FRICCIÓN Y LA TURBULENCIA DEL GAS DENTRO DEL VENTILADOR; TAMBIÉN OCURREN PÉRDIDAS ADICIONALES POR LAS FRICCIONES EN BALEROS Y FLECHAS.

LA EFICIENCIA DE ESTOS EQUIPOS VA DEL 72 AL 80% (41).

PARA CONOCER LA POTENCIA REQUERIDA POR ESTE EQUIPO SE PROPONEN LOS SIGUIENTES CÁLCULOS:

ES COMÚN QUE LAS ESPECIFICACIONES DE LOS FABRICANTES DE VENTILADORES ESTÉN DADAS A CONDICIONES ESTÁNDAR (PRESIÓN BAROMÉTRICA = 760 MM Hg Y TEMPERATURA = 20°C)

CAUDAL VOLUMÉTRICO DE AIRE = 364.5 FT<sup>3</sup>/MIN

CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL:

$$(DP)T = (DP)P.O. + (DP)C. + (DP)C.E. + (DP)S.R. + (DP)V.M.$$

DONDE:

(DP)T = CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL A TRAVÉS DEL SISTEMA

(DP)P.O. = CAÍDA DE PRESIÓN DE LA PLACA DE ORIFICIO

(DP)C. = CAÍDA DE PRESIÓN DEL CICLÓN

(DP)C.E. = CAÍDA DE PRESIÓN DEL CALENTADOR ELÉCTRICO

(DP)S.R. = CAÍDA DE PRESIÓN DEL SECADOR ROTATORIO

(DP)V.M. = CAÍDA DE PRESIÓN DE LA VÁLVULA DE MARIPOSA

(DP)STD = CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL ESTÁNDAR

$$(DP)T = 5.54 + 2.77 + 0.01 + 0.0147 + 0.4324$$

$$(DP)T = 8.7671 \text{ PULG. DE AGUA}$$

EFICIENCIA DEL VENTILADOR = 72%

CORRECCIÓN DE LA CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL:

$$(DP)STD = (DP)T \left[ \left( \frac{65 + 273}{293} \right) \right] \left[ \frac{760}{586} \right]$$

$$(DP)STD = 8.7671 \left[ \frac{338}{293} \right] \left[ \frac{760}{586} \right]$$

$$(DP)STD = 13.12 \text{ PULG. DE AGUA}$$

$$(H.P.)\text{VENTILADOR A } 20^{\circ}\text{C} = 364.5 \cdot 13.12 \cdot 0.000157 / 0.72$$

$$(H.P.)\text{VENTILADOR A } 20^{\circ}\text{C} = 1.043$$

PARA CALCULAR LA POTENCIA DEL MOTOR SE CONSIDERA UNA EFICIENCIA DE TRANSMISIÓN MECÁNICA DEL 80%.

$$(H.P.) \text{ MOTOR} = 1.043 / 0.80 = 1.304$$

POR LO QUE SE PROPONE UN MOTOR DE 1.5 H.P. DE  
POTENCIA.

## 5. MOTOR DE MANDO (51)

LA POTENCIA REQUERIDA PARA HACER GIRAR AL SECADOR ROTATORIO ESTÁ DADA POR (VER ANEXO II):

$$P = 4.5 E-04 Wt Vr + 1.2 E-04 B D F N$$

DONDE:

P = POTENCIA, KW

Wt = PESO TOTAL DEL SECADOR, KG

Vr = VELOCIDAD PERIFÉRICA DEL SECADOR, M/S

B = PESO DE LA RETENCIÓN, KG

D = DIÁMETRO DEL SECADOR, M

F = NÚMERO DE ELEVADORES PROMEDIO POR REVOLUCIÓN DE LA CARCAZA

N = VELOCIDAD DE ROTACIÓN, R.P.M.

PESO TOTAL DEL SECADOR = PESO DE ELEVADORES + PESO DE LA CORONA + PESO DE LAS FAJAS + PESO DE LA CARCAZA + PESO DEL MATERIAL A SECAR

- PESO DE LA CARCAZA:

$$\text{VOLUMEN DE ACERO} = \text{PI} (0.521861) (0.004763) 3.3 = 0.0258 \text{ M}^3$$

$$\text{PESO} = 0.0258 \text{ M}^3 \quad 7850 \text{ KG/M}^3 = 202.53 \text{ KG}$$

- PESO DE LOS ELEVADORES:

$$\text{PESO} = 55.32 \text{ KG/M} \quad 3.3 \text{ M} = 182.556 \text{ KG}$$

$$\begin{aligned} \text{PESO TOTAL DEL SECADOR} &= 202.53 + 182.556 + 69.81 + 2(16.8) \\ &+ 75.41 \end{aligned}$$

$$\text{PESO TOTAL DEL SECADOR} = 563.9 \text{ KG}$$

ENTONCES LA POTENCIA ES:

$$P = 4.5 E-04 \quad 563.9 \quad 0.2 + 1.2 E-04 \quad 75.41 \quad 0.521861 \quad 12 \quad 8$$

$$P = 0.5041 \text{ kW} = 0.676 \text{ H.P.}$$

EL MOTOR DE MANDO DEBE SER DEL TIPO DE ALTO PAR DE ARRANQUE Y SELECCIONADO PARA 1.33 VECES LA MÁXIMA VELOCIDAD DE ROTACIÓN (39).

$$P = 0.676 (1.33) = 0.899 \text{ H.P.}$$

SE RECOMIENDA UN MOTOR DE 1 H.P. DE POTENCIA CON LAS CARACTERÍSTICAS ANTES MENCIONADAS.

## B) SELECCIÓN DE INSTRUMENTOS (39)

PARA HACER LA SELECCIÓN DE INSTRUMENTOS, SE EXPONDRÁ DE MANERA SUCINTA ACERCA DEL CONTROL DEL PROCESO DE SECADO.

PARA EL CASO DEL SECADOR ROTATORIO DIRECTO, LAS VARIABLES SE PUEDEN CLASIFICAR EN FORMA GENERAL COMO:

- VARIABLES INDEPENDIENTES
- VARIABLES DEPENDIENTES

LAS VARIABLES INDEPENDIENTES A SU VEZ PUEDEN SUBDIVIDIRSE EN:

- VARIABLES NO CONTROLADAS
- VARIABLES MANIPULADAS

DENTRO DE LAS VARIABLES NO CONTROLADAS SE TIENEN: EL CONTENIDO DE HUMEDAD Y TEMPERATURA DEL SÓLIDO A LA ENTRADA DEL SECADOR, EL FLUJO DE SÓLIDOS Y LA HUMEDAD DE ENTRADA DEL AIRE.

LAS MANIPULADAS SON LAS VARIABLES QUE PUEDEN AJUSTARSE PARA CONTROLAR EL PROCESO DE SECADO.

ESTAS VARIABLES SON: LA CARGA TÉRMICA SUMINISTRADA Y EL FLUJO DE GASES DE SECADO.

LAS VARIABLES DEPENDIENTES INCLUYEN LA PRESIÓN EN EL INTERIOR DEL SECADOR, LA TEMPERATURA DE ENTRADA Y SALIDA DEL GAS DE SECADO Y LA TEMPERATURA DEL SÓLIDO A LA SALIDA; SIN EMBARGO LA VARIABLE PRINCIPAL A LA SALIDA, QUE ES LA HUMEDAD DEL PRODUCTO, NO SE PUEDE MEDIR DIRECTAMENTE SOBRE LA LÍNEA DE PROCESO.

UNA VEZ MENCIONADO LO ANTERIOR SE PROPONE UN SISTEMA BÁSICO DE CONTROL PARA ESTE EQUIPO (VER DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN).

ATENDIENDO A QUE LAS VARIABLES MANIPULADAS SON LA CARGA TÉRMICA Y EL FLUJO DE GASES, SE DARÁ EL DIAGRAMA UNIFILAR DE CONTROL PARA EL CALENTADOR ELÉCTRICO (VER GRÁFICA 11) Y UN SISTEMA DE CONTROL DE FLUJO (PLACA DE ORIFICIO Y VÁLVULA DE MARIPOSA).

SE CALCULA EL DIÁMETRO DE LA TUBERÍA, LA PLACA DE ORIFICIO Y LA CAÍDA DE PRESIÓN PROVOCADA POR LA VÁLVULA DE CONTROL.

CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA TUBERÍA:

PROPIEDADES DEL AIRE A 65°C Y 586 MM Hg

FLUJO MÁSSICO = 498.336 KG/H = 1098 LB/H

DENSIDAD = 0.805 KG/M<sup>3</sup> = 0.05019 LB/FT<sup>3</sup>

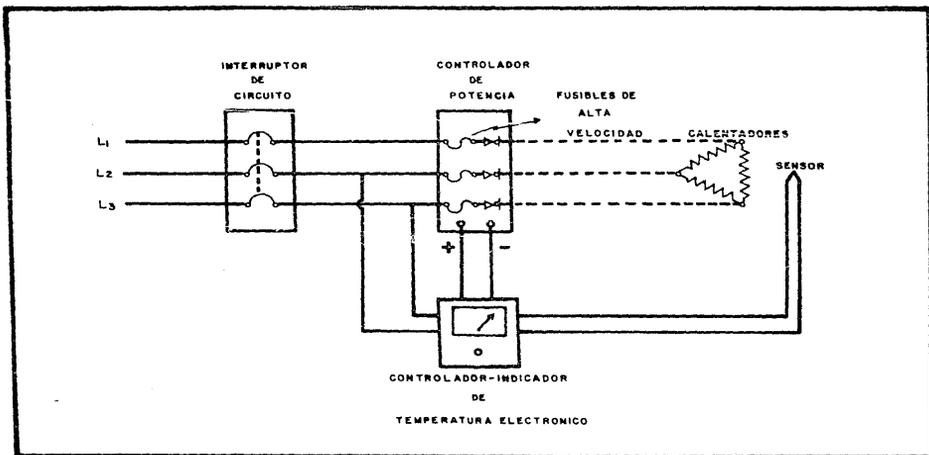


DIAGRAMA UNIFILAR DEL CONTROLADOR INDICADOR DE TEMPERATURA  
 GRAFICA 11

VISCOSIDAD = 0.02 cP

VOLUMEN ESPECÍFICO = 19.92 FT<sup>3</sup>/LB

CAUDAL VOLUMÉTRICO = 21870 FT<sup>3</sup>/H

VELOCIDAD DEL AIRE EN TUBERÍAS = 4000 FT/MIN (26)

ÁREA DE FLUJO = CAUDAL VOLUMÉTRICO / VELOCIDAD DEL FLUIDO

ÁREA DE FLUJO = 21870 / (4000 / 60) = 0.09113 FT<sup>2</sup>

DIÁMETRO DE TUBERÍA:

$$D = (4 \cdot 0.09113 / 3.1416)^{0.5} = 0.3406 \text{ FT} = 4.087 \text{ PULGADAS}$$

SE ELIGE UNA TUBERÍA DE CÉDULA 10 Y 4 PULGADAS DE DIÁMETRO NOMINAL (5); ESTA TUBERÍA POSEE UN DIÁMETRO INTERNO DE 4.26 PULGADAS Y UN ÁREA DE FLUJO DE 0.09898 FT<sup>2</sup>.

CÁLCULO DE LA PLACA DE ORIFICIO (PARA FLUIDOS COMPRESIBLES):

$$w = 1891 Y D_0^2 C (D_P / D_A)^{1/2}$$

DONDE:

W = FLUJO MÁSSICO (LB/H)

Y = FACTOR DE EXPANSIÓN = 1 (POR SER SISTEMA DE BAJA PRESIÓN)

D<sub>0</sub> = DIÁMETRO DEL ORIFICIO (PULGADAS)

C = COEFICIENTE DE DESCARGA (SE CALCULA CON EL NÚMERO DE REYNOLDS)

DP = CAÍDA DE PRESIÓN (PSI)

DA = DENSIDAD DEL AIRE (LB/FT<sup>3</sup>)

VIS = VISCOSIDAD DEL AIRE (CP)

w = 1098 LB/H

DO = 0.675 (4.26) = 2.8755 PULGADAS

DI = DIÁMETRO INTERNO DE LA TUBERÍA = 4.26 PULGADAS

CON RE = (6.31 1098) / (4.26 0.02) = 81319

EL COEFICIENTE DE DESCARGA (5) ES 0.7

$$DP = (1098 / (1891 2.8755^2 0.7 0.05019^{1/2}))^2$$

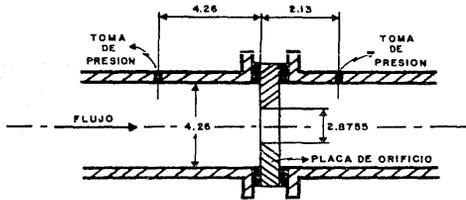
DP = 0.2 PSI = 5.54 PULGADAS DE AGUA

(VER GRÁFICA 12)

PARA CONTROLAR EL FLUJO SE PROPONE UNA VÁLVULA DE MARIPOSA MANUAL DE 4 PULGADAS DE DIÁMETRO NOMINAL (5).

LA CAÍDA DE PRESIÓN QUE PROVOCA ESTA VÁLVULA ES:

$$DP = 28 E-08 K w^2 / (DI^4 DA)$$



Acotación: pulgadas

CORTE TRANSVERSAL DE UNA PLACA DE ORIFICIO INSERTADA  
 GRAFICA 12

K = COEFICIENTE DE RESISTENCIA

PARA VÁLVULA DE MARIPOSA:

$$K = 45 F$$

$$F = 0.017$$

$$K = 45 ( 0.017 ) = 0.765$$

$$DP = (28 E-08 \ 0.765 \ 1098^2) / (4.26^4 \ 0.05019)$$

$$DP = 1.562 E-02 \text{ PSI} = 0.4325 \text{ PULGADAS DE AGUA}$$

EL CIRCUITO DE CONTROL TÉRMICO DEL CALENTADOR ELÉCTRICO CUENTA CON DISPOSITIVOS (SWITCHES) PARA PROTEGER AL PRODUCTO Y AL EQUIPO ELÉCTRICO DEL SOBRECALENTAMIENTO (CAUSADO POR MAL FUNCIONAMIENTO DE ALGÚN COMPONENTE O POR FALLA DE FLUJO DE AIRE DE PROCESO), INTERRUMPIENDO EL CIRCUITO DEL EQUIPO CUANDO SE ALCANCE CIERTA TEMPERATURA PREFIJADA EN EL DISPOSITIVO DE CONTROL.

SE REQUIERE DEL CONOCIMIENTO DE LA HUMEDAD DEL AIRE, POR LO QUE SE COLOCAN DOS INDICADORES DE HUMEDAD, UNO A LA ENTRADA DEL SECADOR Y EL OTRO A LA SALIDA.

EN UN EXTREMO DEL SECADOR (DONDE ENTRA EL AIRE CALIENTE) SE INSTALAN DOS SENSORES (TERMOPARES); UNO PARA DETECTAR LA TEMPERATURA DEL AIRE Y EL OTRO PARA DETECTAR LA TEMPERATURA DEL SÓLIDO; LUEGO EN EL OTRO EXTREMO SE INSTALAN OTROS DOS SENSORES (TERMOPARES) PARA LA DETECCIÓN DE LA TEMPERATURA DEL AIRE A LA SALIDA DEL SECADOR Y LA

TEMPERATURA DE ENTRADA DEL SÓLIDO.

SE RECOMIENDAN TERMOPARES DEL TIPO "T" (COBRE-CONSTANTANO), YA QUE TIENEN INTERVALOS DE TEMPERATURA DE TRABAJO ENTRE  $-185^{\circ}\text{C}$  Y  $315^{\circ}\text{C}$ , ADEMÁS DE POSEER UNA ALTA RESISTENCIA A LA CORROSIÓN. LOS TERMOPARES DEBERÁN COLOCARSE EN SUS RESPECTIVOS TERMOPOZOS.

EL FLUJO DE AIRE DE SECADO SE REGULA MEDIANTE UNA VÁLVULA DE MARIPOSA OPERADA MANUALMENTE Y COLOCADA A LA SALIDA DEL FLUJO DE AIRE.

CONVIENE COLOCAR UN MANÓMETRO DE AGUA EN LA PLACA DE ORIFICIO.

LA HUMEDAD DEL PRODUCTO (QUE ES LA VARIABLE MÁS IMPORTANTE) NO ES FACTIBLE MEDIRLA DE MODO DIRECTO (ES DECIR SOBRE LA LÍNEA DE PROCESO), ASÍ QUE SE TOMAN MUESTRAS CADA DETERMINADO TIEMPO PARA ANALIZARLAS EN LABORATORIO.

POR OTRO LADO LA COLOCACIÓN DE INSTRUMENTOS DEBE HACERSE EN PUNTOS ESTRATÉGICOS Y CONVIENE QUE ESTÉN PROTEGIDOS ADECUADAMENTE CONTRA ABRASIÓN Y CORROSIÓN.

## 6. DIAGRAMAS

### A) DIAGRAMA DE FLUJO

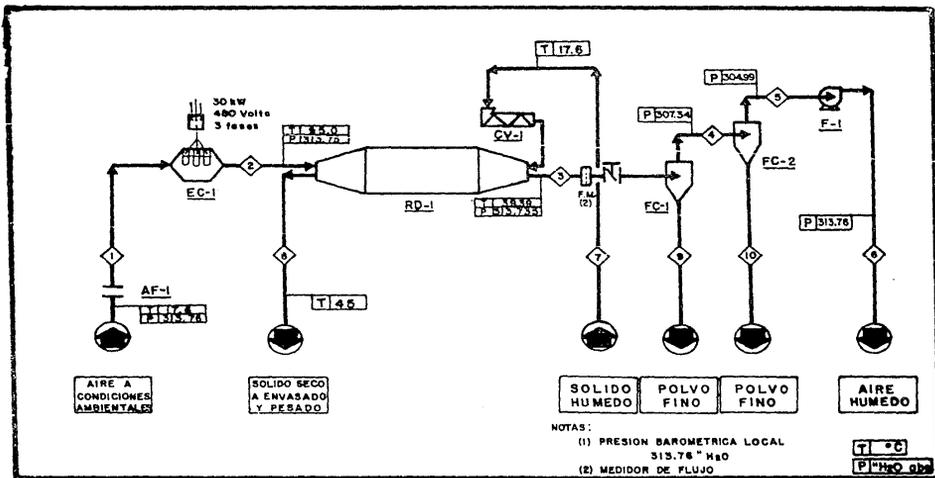


DIAGRAMA DE FLUJO

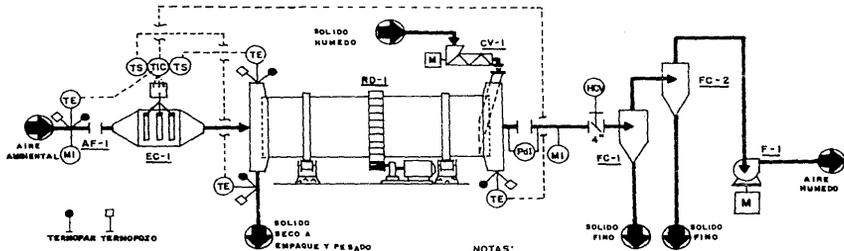
CORRIENTE COMPONENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	Kg/hr % peso	Kg/hr % peso	Kg/hr % peso	Kg/hr % peso	Kg/hr % peso	Kg/hr % peso	Kg/hr % peso	Kg/hr % peso	Kg/hr % peso	Kg/hr % peso
AGUA	5.539 1.1	5.539 1.1	12.243 2.391	12.243 2.3973	12.243 2.3977	12.243 2.3977	51.4 88.0	49.9 89.8	-	-
AIRE	498.336 98.9	498.336 98.9	498.336 97.316	498.336 97.58	498.336 97.5976	498.336 97.5976	-	-	-	-
SOLIDO	-	-	1.5 0.293	0.118 0.0227	0.024 0.0047	0.024 0.0047	7.01 12	0.1 0.2	1.384 100.0	0.092 100.0
% TOTAL	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
FLUJO TOTAL Kg/hr	503.875	503.875	512.079	510.695	510.603	510.603	58.41	50.0	1.384	0.092
P (abs.) (pulg H2O)	313.76	313.75	313.735	307.343	304.993	313.76	313.76	313.76	313.76	313.76
T (°C)	17.6	95.0	39.39	39.39	39.39	39.39	17.6	45.0	-	-
TABLA DE BALANCE DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO										

## LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
AF-1	FILTRO DE AIRE TEMPORAL	BAJA CAÍDA DE PRESIÓN
EC-1	CALENTADOR ELÉCTRICO	30 KW, 480 VOLT, 3 FASES
RD-1	SECADOR ROTATORIO DIRECTO	522 MM DIÁMETRO 3295 MM T-T
CV-1	TRANSPORTADOR DE TORNILLO SIN FIN	0.37 M <sup>3</sup> /H, 1/4 H.P.
FC-1	SEPARADOR CENTRÍFUGO CICLÓN	$\Delta P=0.42''H_2O$ 325 MM DIÁMETRO
FC-2	SEPARADOR CENTRÍFUGO CICLÓN	$\Delta P=2.35''H_2O$ 223 MM DIÁMETRO
F-1	VENTILADOR	$Q=364.5$ CFM $\Delta P=13.12''H_2O$

**B) DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN**

AF-1	EC-1	RO-1	CV-1	FC-1	FC-2	F-1
FILTRO DE AIRE TEMPORAL	ACONDICIONADOR DE AIRE	SECADOR ROTATORIO DIRECTO	TRANSPORTE DE TORNILLO SINFIN	SEPARADOR CENTRIFUGO	SEPARADOR CENTRIFUGO	VENTILADOR
	30LW, 480V, 3 Fase	522 mm $\phi$ , 3290 mm T-1	0.37 m <sup>3</sup> /s, 1/4 H.P	Ap = 0.48 <sup>2</sup> m <sup>2</sup> /s, 325 mm $\phi$	Ap = 0.36 <sup>2</sup> m <sup>2</sup> /s, 283 mm $\phi$	Q = 38 A.S.CPM Ap = 13.12 <sup>2</sup> m <sup>2</sup> /s

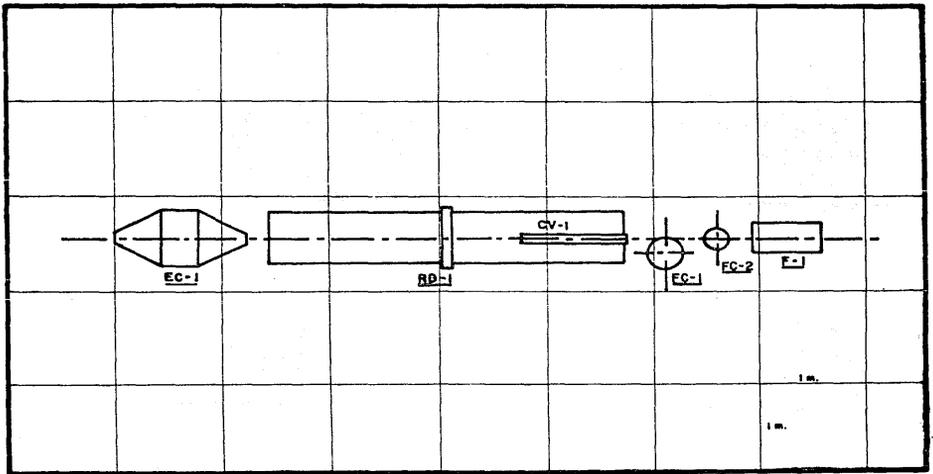


TE: ELEMENTO TERMICO  
 M: INDICADOR DE HUMEDAD  
 TS: SWITCH TERMICO  
 TIC: INDICADOR-CONTROLADOR DE TEMPERATURA  
 PI: INDICADOR DE PRESION (MANOMETRO)  
 MCV: VALVULA DE CONTROL MANUAL (MARIPOSA)

NOTAS:  
 NOTA 1: LA TUBERIA ES TODA DE ACERO AL CARBON A-106 Y 4 PULGADAS DE DIAMETRO  
 NOTA 2: EL SECADOR TIENE UNA PENDIENTE DE 3.244E-03 m/m Y EL EXTREMO QUE DEBE LEVANTARSE, ES EL DE LA ALIMENTACION DE SOLIDO HUMEDO

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION

C) PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL DE EQUIPO



PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO

## 7. MANUAL DE OPERACION

MÁS QUE UN MANUAL, SE PROPONE HABLAR DE UN PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN; DEBIDO A QUE EL PRIMERO, ESTRICTAMENTE HABLANDO, INCLUYE ALGUNOS PUNTOS TRATADOS ANTERIORMENTE.

HECHA LA ACLARACIÓN, SE DESCRIBE EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN DEL SECADOR ROTATORIO DIRECTO.

- 1) IDENTIFICAR TODAS Y CADA UNA DE LAS PARTES DEL EQUIPO
- 2) TOMAR UNA MUESTRA DEL SÓLIDO A SECAR, Y TAMIZARLA PARA DETERMINAR DP50 DE LA DISTRIBUCIÓN DE PARTÍCULA OBTENIDA.
- 3) DETERMINAR LA HUMEDAD DEL SÓLIDO EN EL LABORATORIO
- 4) VERIFICAR QUE LA VÁLVULA HCV ESTÉ ABIERTA (CONTROL DE FLUJO)
- 5) ENCENDER EL VENTILADOR F-1 Y DEJAR QUE CIRCULE AIRE A TRAVÉS DE LA TUBERÍA (VERIFICAR EL FUNCIONAMIENTO DEL MANÓMETRO DE AGUA Y DE LOS INSTRUMENTOS EN GENERAL)
- 6) ARRANCAR EL MOTOR DE MANDO Y AJUSTAR LA VELOCIDAD DE ROTACIÓN (R.P.M.)
- 7) VERIFICAR EL "SET POINT" (PUNTO DE AJUSTE) EN EL CONTROLADOR-INDICADOR DE TEMPERATURA DEL CALENTADOR ELÉCTRICO EC-1

8) ENCENDER EL CALENTADOR ELÉCTRICO EC-1

9) ESPERAR A QUE SE ESTABILICE LA TEMPERATURA DEL AIRE A LA ENTRADA Y LA SALIDA DEL SECADOR (PARA INICIAR EL CONTROL DE TEMPERATURA)

10) UNA VEZ ALCANZADA LA ESTABILIDAD TÉRMICA SE PROCEDE A SECAR

11) DEBEN ESTAR LISTOS LOS RECIPIENTES DE RECEPCIÓN DE PRODUCTO (VACÍOS)

12) ARRANCAR EL TRANSPORTADOR DE TORNILLO SIN FIN CV-1

13) ALIMENTAR AL TRANSPORTADOR DE TORNILLO SIN FIN CV-1, EL SÓLIDO HÚMEDO UNIFORMEMENTE

14) ESPERAR A QUE LA OPERACIÓN DE SECADO SE ESTABILICE

15) SE HACEN LAS LECTURAS DE LAS VARIABLES QUE SE CONSIDEREN PERTINENTES

16) UNA VEZ TERMINADA LA OPERACIÓN, DEJAR QUE EL SÓLIDO SE AGOTE COMPLETAMENTE Y APAGAR EL TRANSPORTADOR CV-1

17) DEJAR QUE CIRCULE AIRE CALIENTE DURANTE 5 MINUTOS

18) APAGAR EL CALENTADOR EC-1 Y DEJAR QUE CIRCULE AIRE DURANTE 30 MINUTOS PARA ENFRIAR EL EQUIPO

19) DETERMINAR LA HUMEDAD DEL SÓLIDO SECO EN EL LABORATORIO

20) APAGAR EL VENTILADOR Y EL MOTOR DE MANDO DEL SECADOR

21) CERRAR LAS VÁLVULAS Y CORTAR LA CORRIENTE ELÉCTRICA DEL EQUIPO

EN CASO DE FALLA DE AIRE O DE CONTROL DE TEMPERATURA, EL INDICADOR-CONTROLADOR DE TEMPERATURA TIENE SWITCHES TÉRMICOS PARA LA ENTRADA DE AIRE Y SALIDA DE SÓLIDOS, QUE INTERRUMPEN EL CIRCUITO ELÉCTRICO DEL EC-1, EN CASO DE DETECTAR UN INCREMENTO DE TEMPERATURA EN DICHAS ZONAS.

UNA VEZ HECHA LA INTERRUPCIÓN DEL CIRCUITO, SE DEJA DE ALIMENTAR SÓLIDO HÚMEDO (SE APAGA EL CV-1), SE DEJA GIRAR EL TAMBOR HASTA DESALOJAR EL SÓLIDO DE SU INTERIOR.

## 8. CONCLUSIONES

PARA LA REALIZACIÓN DEL PRESENTE DISEÑO, SE RECURRIÓ TANTO A LOS ASPECTOS TEÓRICOS Y EMPÍRICOS REPORTADOS EN LA LITERATURA, ASÍ COMO A LA EXPERIENCIA DE INGENIEROS DE PROCESO Y DISEÑO.

A TRAVÉS DEL ANÁLISIS DE LAS VARIABLES, CRITERIOS Y PARÁMETROS, TANTO DE OPERACIÓN COMO DE CONSTRUCCIÓN DE LOS SECADORES ROTATORIOS DIRECTOS, SE HA LOGRADO ESTABLECER UN MÉTODO PARA SU DISEÑO.

EN EL ESTUDIO DEL SECADO COMO FENÓMENO SE HA LOGRADO UN AVANCE IMPORTANTE, AUNQUE PARA EL DISEÑO DE EQUIPOS QUE INVOLUCRAN DICHO FENÓMENO NO HA SIDO SUFICIENTE.

PARA EL CASO EN PARTICULAR DE SECADORES ROTATORIOS DIRECTOS, EXISTEN ESTUDIOS ESPECÍFICOS SOBRE ALGUNOS ASPECTOS DE ESTOS EQUIPOS, YA SEA DESDE EL PUNTO DE VISTA TEÓRICO O EMPÍRICO; SIN EMBARGO NO SE HA LOGRADO LA UNIFICACIÓN DE CRITERIOS, NI SE HAN ESTABLECIDO MÉTODOS INTEGRALES DE DISEÑO. TODO ESTO A PESAR DE QUE EL ESTUDIO Y APLICACIÓN DE ESTOS EQUIPOS DATA DE ALGUNAS DÉCADAS ATRÁS.

POR LO ANTERIOR SE CONSIDERÓ NECESARIO UN ANÁLISIS INTEGRAL Y ESPECÍFICO ACERCA DE LOS FENÓMENOS QUE OCURREN EN DICHS EQUIPOS, PARA QUE FINALMENTE SE OFREZCA UNA "ALTERNATIVA" DE DISEÑO.

LA PROPOSICIÓN ANTERIOR SE PODRÁ LOGRAR EN BASE A LA IMPLEMENTACIÓN DE ESTE EQUIPO, ADEMÁS DEL DESARROLLO Y ESTRECHAMIENTO DEL VÍNCULO UNIVERSIDAD-INDUSTRIA.

EN ESTA MEDIDA SE PODRÍA RESPONDER A LOS ASPECTOS DE DESARROLLO TECNOLÓGICO REQUERIDOS ACTUALMENTE.

RESPECTO A LA INVESTIGACIÓN DENTRO DE ESTE CAMPO, SE PLANTEA LA NECESIDAD DE ESTUDIOS INTENSOS DE ALGUNOS PARÁMETROS Y VARIABLES QUE RIGEN A ESTOS EQUIPOS, A FIN DE CONTAR CON CRITERIOS Y FORMAS DE CÁLCULO LO SUFICIENTEMENTE SATISFACTORIOS DESDE EL PUNTO DE VISTA TEÓRICO Y CON EL REPECTIVO RESPALDO EXPERIMENTAL. AÚN MÁS, SE PUEDEN SEÑALAR ALGUNOS QUE SE CONSIDERAN PRIORITARIOS, TALES COMO: EL COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR, EL TRANSPORTE DE SÓLIDO DENTRO DEL EQUIPO, TIEMPOS DE SECADO DE SÓLIDOS, ARRASTRE DE PARTÍCULAS POR EL GAS DE SECADO, ETC.

## 9. BIBLIOGRAFIA

1. API PUBLICATION 931, MAY 1975 "MANUAL ON DISPOSAL OF REFINERY WASTES VOLUME ON ATMOSPHERIC EMISSIONS". CHAPTER 11 CYCLON SEPARATORS.
2. CHEMICAL ABSTRACT, 1930-1984.
3. CHÍO A. A., "COMUNICACIÓN PERSONAL", S.I.P.P.I., (INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO).
4. CHROMALOX PROCESS HEATERS., "TECHNICAL INFORMATION OF PROCESS AIR HEATERS".
5. CRANE, "FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS AND PIPE". TECHNICAL PAPER No. 410, 1980.
6. DAVIDSON, ROBSON AND ROSSLER, "DRYING OF GRANULAR SOLIDS SUBJECT TO ALTERNATING BOUNDARY CONDITIONS". CHEM. ENG. SCIENCE 24, 815, 1969.
7. DEAN J.A., "LANGE'S HANDBOOK OF CHEMISTRY", 11A. ED.
8. DIXON W.E., "ROTARY KILN INSTRUMENTATION". IND. AND ENG. CHEMISTRY., VOL.46, NO.7
9. FEECO INTERNATIONAL, "DRYERS AND COOLERS", (FOLLETO TÉCNICO).

10. FORCADA E.W., "SULFATO DE AMONIO, FABRICACIÓN CON UN PROCESO A PRESIÓN REDUCIDA Y DISEÑO GENERAL DE LA PLANTA". TESIS UNAM 1969.
11. FRIEDMAN AND MARSHALL, "STUDIES IN ROTARY DRYING: PART I (HOLD-UP AND DUSTING)". CHEM. ENG. PROGRESS. 45, 8, AUG. 1949.
12. FRIEDMAN AND MARSHALL, "STUDIES IN ROTARY DRYING: PART II (HEAT AND MASS TRANSFER)". CHEM. ENG. PROGRESS. 45, 573, 1949.
13. GARSIDE, LORD AND REAGAN, "THE DRYING OF GRANULAR FERTILIZERS". CHEM. ENG. SCIENCE 25, 1135, 1970.
14. GIEK K., "MANUAL DE FÓRMULAS TÉCNICAS".
15. HIMMELBLAU D.M., "PRINCIPIOS Y CÁLCULOS DE LA INGENIERÍA QUÍMICA". 2A. ED. ED. CECSA.
16. HIROSUE H., "AXIAL MIXING OF PARTICLES IN ROTARY DRYERS AND COOLERS". J. CHEM. ENG. JAPAN. VOL.13, NO.5, OCT. 1980.
17. HIROSUE H. AND SHINOHARA H., "VOLUMETRIC HEAT TRANSFER COEFFICIENT AND PRESSURE DROP IN ROTARY DRYERS AND COOLERS". NATIONAL INDUSTRIAL RESEARCH INSTITUTE OF KYUSHU, TOSU, 841, JAPAN. KYUSHU UNIVERSITY, FUKUOKA, 812, JAPAN.

18. HOUGEN, WATSON AND RAGATZ, "PRINCIPIOS DE PROCESOS QUÍMICOS (BALANCE DE MATERIAL Y ENERGÍA)". ED. REVERTÉ.
19. KEYE R.B., "DRYING, PRINCIPLES AND PRACTICES". PERGAMON PRESS, ELMSFORD, NEW YORK, 1973.
20. KELLY AND O'DONNELL, "RESIDENCE MODEL FOR ROTARY DRUMS". TRANS. I. CHEM. ENG. 55, 243, 1977.
21. KERN D.Q., "PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR". MCGRAW HILL.
22. KIRK AND OTHMER, "ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY". VOL. X, 3A. ED.
23. KNEULE F., "ENCICLOPEDIA DE LA TECNOLOGÍA QUÍMICA". (EL SECADO) TOMO I, ED. URMO S.A.
24. KOCH W.H. AND LICHT W., "NEW DESIGN APPROACH BOOSTS CYCLONE EFFICIENCY". CHEM. ENG. NOV 7, 1977.
25. LAPPLE AND CLARK, "DRYING (DESIGN AND COSTS)". CHEM. ENG. NOV. 1955.
26. LUDWIG E.E., "APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS". VOL.1 GULF PUBLISHING CO. 1965.
27. LUDWIG E.E., "APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS". VOL.3 GULF PUBLISHING CO. 1965.

28. MACKEY J.J., "FERTILIZERS TECHNOLOGY PATENTS".(USA NATIONAL FERTILIZERS) DEVELOPMENT CENTER.
29. MANN W., "DIGITAL CONTROL OF A ROTARY DRYER IN THE SUGAR INDUSTRY". AUTOMATICA, VOL.19, MAR.2, 1983.
30. MARIS J., "SELECTING THE RIGHT DRYER IS CRITICAL COST CONTROL (DRYING AND EVAPORATION)". CHEM. PROCESSING, NOV. 1979.
31. McCABE AND SMITH, "UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING". 3A. ED. MCGRAW HILL-KOGAKUSHA.
32. McCORMICK, "GAS VELOCITY EFFECTS ON HEAT TRANSFER IN DIRECT HEAT ROTARY DRYERS". CHEM. ENG. PROGRESS 58, 57, 1962.
33. MCKETTA J.J., "ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL PROCESSING AND DESIGN". ED. MARCEL DEKKER INC. 1967.
34. MILLER, SMITH AND SCHEUTTE, "FACTORS INFLUENCING THE OPERATIONS OF ROTARY DRYERS ". TRANS. AM. I. CHEM. ENG. 38, 841, 1942.
35. MISKELL F. AND MARSHALL W.R., "A STUDY OF RETENTION TIME IN A ROTARY DRYER". CHEM. ENG. PROGRESS VOL.52 No.1, 1956.
36. MYKLESTAD, "HEAT AND MASS TRANSFER IN ROTARY DRYERS". CHEM. ENG. PROGRESS SYMP. SER. NO.41 59, 129, 1963.

37. NONHEBEL, G AND MOSS, A.A.H., "DRYING OF SOLIDS IN THE CHEMICAL INDUSTRY". BUTTERWORTH AND CO. (PUBLISHERS) LTD. 1971.
38. PERRY J.H., "MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO". TOMO I, 3A. ED. MCGRAW HILL, 1966.
39. PERRY AND CHILTON, "CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK" 5A. ED. MCGRAW HILL.
40. POERSCH W., "ROTARY DRYER SIZING IS MADE EASIER BY USE OF TRANSFER UNITS". PROCESS ENGINEERING, SEP. 1972.
41. POLLAK R., "SELECTING FANS AND BLOWERS"., (BECHTEL INC.) CHEM. ENG. JAN 22 1973.
42. PORTER, "THE DESIGN OF ROTARY DRYERS AND COOLERS". TRANS. I. CHEM. ENG. 41, 272, 1963.
43. PURCELL J.G., "PRACTICAL ROTARY CASCADING DRYER DESIGN". CHEM. ENG. (LONDON) NO.346, JUL. 1979.
44. QUEZADA A.M., "COMUNICACIÓN PERSONAL"., JEFE DE PROYECTOS DE MANEJO DE SÓLIDOS EN FERTIMEX.
45. RANNEY N.W., "FERTILIZERS ADDITIVES AND SOIL CONDITIONERS CHEMICAL TECHNOLOGY REVIEW NO. 116". NOYES DATA CORPORATION. PARK RIDGE, NEW JERSEY, U.S.A., 1978.

46. REID, SHERWOOD AND PRAUSNITZ, "PROPERTIES OF GAS AND LIQUIDS". 3A. ED. MCGRAW HILL, 1977.
47. SACKETT A.J. AND SONS CO., "ROTARY DRYER"
48. SAEMAN W.C., "PASSAGE OF SOLIDS THROUGH ROTARY KILNS (FACTORS AFFECTING TIME OF PASSAGE)". CHEM. ENG. PROGRESS OCT. 1951. VOL.47, NO.10.
49. SAEMAN AND MITCHELL, "ANALYSIS OF ROTARY DRYER AND COOLER PERFORMANCE". CHEM. ENG. PROGRESS 50, 467, 1954.
50. SCHOFIELD AND GLIKIN, "ROTARY DRYERS AND COOLERS FOR GRANULAR FERTILIZERS". TRANS. I. CHEM. ENG. 40, 183, 1962.
51. SCHWEITZER P.A., "HANDBOOK OF SEPARATION TECHNIQUES FOR CHEMICAL ENGINEERS". MCGRAW HILL, 1979.
52. SHARPLES, GLIKIN AND WARNE, "COMPUTER SIMULATION OF ROTARY DRYERS". TRANS. I. CHEM. ENG. 42, 275, 1964.
53. SILVA G., "COMUNICACIÓN PERSONAL", S.I.P.E., (INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO).
54. SLOAN C.E., MONSANTO CO., "DRYING SYSTEMS AND EQUIPMENT". CHEM. ENG. JUN.19, 1967.
55. THORNE B. AND KELLY J.J., "A MATHEMATICAL MODEL FOR THE ROTARY DRYER". DRYING '80. VOL.I.

56. TREYBAL R.E., "OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA".  
2A. Ed. MCGRAW HILL.
  
57. ZENS F.A. AND TAWARI T.D., "EVALUATING CYCLONE  
EFFICIENCIES FROM STREAM COMPOSITIONS". CHEM. ENG.,  
APRIL 30 1984.

## ANEXO I

### CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN EL SECADOR ROTATORIO

EL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN ESTOS EQUIPOS SE HACE MEDIANTE EL USO DE UNA CORRELACIÓN (17).

LA CORRELACIÓN INVOLUCRA PARÁMETROS (NÚMEROS "EFECTIVO" Y "PROMEDIO" DE PARTÍCULAS EN CAÍDA) Y CONDICIONES DE OPERACIÓN (RETENCIÓN (HOLD-UP), NÚMERO DE FROUDE, ÁREA DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL DEL CILINDRO Y DIÁMETRO DE PARTÍCULA).

A CONTINUACIÓN SE PRESENTAN LOS CÁLCULOS PARA EL CASO DE DISEÑO:

$$DP = (PNP/L) (FA L / A)$$

DP = CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DEL SECADOR, N/M<sup>2</sup>

$$PNP/L = 0.35 NP^{3/4} \text{ SI } 5.0 E05 \leq NP \leq 1.5 E08$$

$$PNP/L = 38.4 NP^{1/2} \text{ SI } 1.5 E08 \leq NP \leq 3.0 E10$$

DONDE:

PNP = NÚMERO DE PARTÍCULAS EN CAÍDA CONSIDERADAS EN CONTACTO EFECTIVO CON EL FLUJO DE AIRE

L = LONGITUD DEL SECADOR, M

$$NP = PHI^{1.37} FR^{0.41} A / DP^3$$

DONDE:

NP = NÚMERO PROMEDIO DE PARTÍCULAS EN CAÍDA

PHI = RETENCIÓN, % DEL VOLUMEN DEL SECADOR

$$FR = \text{NÚMERO DE FROUDE} = (D N / 2)^2 / D G$$

N = VELOCIDAD PERIFÉRICA DEL SECADOR, 1/SEG

D = DIÁMETRO DEL SECADOR, M

A = ÁREA DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL DEL CILINDRO, M<sup>2</sup>

G = ACELERACIÓN DE LA GRAVEDAD, 9,81 M/S<sup>2</sup>

DP = DIÁMETRO DE PARTÍCULA PROMEDIO, M

LUEGO,

FA = COMPONENTE DE LA DIRECCIÓN DEL FLUJO DE AIRE DE LA FUERZA DE ARRASTRE ENTRE PARTÍCULAS Y FLUJO DE AIRE, N

$$FA = 5/4 DP^{3/2} PI U (DA VR VIS)^{1/2}$$

DONDE:

U = VELOCIDAD EL AIRE, M/S

PI = 3,1416

$V_R$  = VELOCIDAD DE UNA PARTÍCULA CAYENDO A LA VELOCIDAD DEL AIRE, M/S

$D_A$  = DENSIDAD DEL AIRE, KG/M<sup>3</sup>

$VIS$  = VISCOSIDAD DEL AIRE, KG/M S

CALCULOS:

(NÚMERO DE FROUDE)

$$Fr = (0.521861 \cdot 0.12199 / 2)^2 / (0.521861 \cdot 9.81)$$

$$Fr = 1.98 \text{ E-}04$$

$$NP = 8^{1.37} (1.98 \text{ E-}04)^{0.41} \cdot 0.213894 / (400 \text{ E-}06)^3$$

$$NP = 1.75 \text{ E}09$$

$$PNP/L = 38.4 (1.75 \text{ E}09)^{1/2}$$

$$PNP/L = 1.61 \text{ E}05$$

PERO,

$$V_R = (V_P^2 + U^2)^{1/2}$$

DONDE:

$V_P$  = VELOCIDAD PROMEDIO DE CAÍDA DE PARTÍCULA, M/S

$$V_P = (D \cdot g / 2)^{1/2}$$

$$VP = ((0.521861 \cdot 9.81) / 2)^{1/2}$$

$$VP = 1.6 \text{ m/s}$$

LUEGO:

$$VR = (1.6^2 + 0.879829^2)^{1/2}$$

$$VR = 1.83 \text{ m/s}$$

$$FA = 5/4 (400 \text{ E-06})^{3/2} \text{ PI } 0.879829 (0.799529 \cdot 1.83 \\ 19.4919 \text{ E-06})^{1/2}$$

$$FA = 1.476 \text{ E-07 N}$$

FINALMENTE:

$$DP = (1.61 \text{ E06})(1.476 \text{ E-07} \cdot 3.29456 / 0.213894)$$

$$DP = 3.66 \text{ N/M}^2 = 0.0147 \text{ PULGADAS DE AGUA}$$

## ANEXO II

### DISEÑO MECANICO DEL SECADOR ROTATORIO (14,53)

ES IMPORTANTE TENER UN BUEN DISEÑO MECÁNICO Y UNA CORRECTA SELECCIÓN DE MATERIALES, CON EL FIN DE QUE FUNCIONEN ADECUADAMENTE LOS SECADORES ROTATORIOS.

SE PRESENTAN EN ESTE ANEXO LOS CRITERIOS Y ESPECIFICACIONES PARA EL DISEÑO MECÁNICO DE LAS PARTES MÁS IMPORTANTES DE ESTOS EQUIPOS.

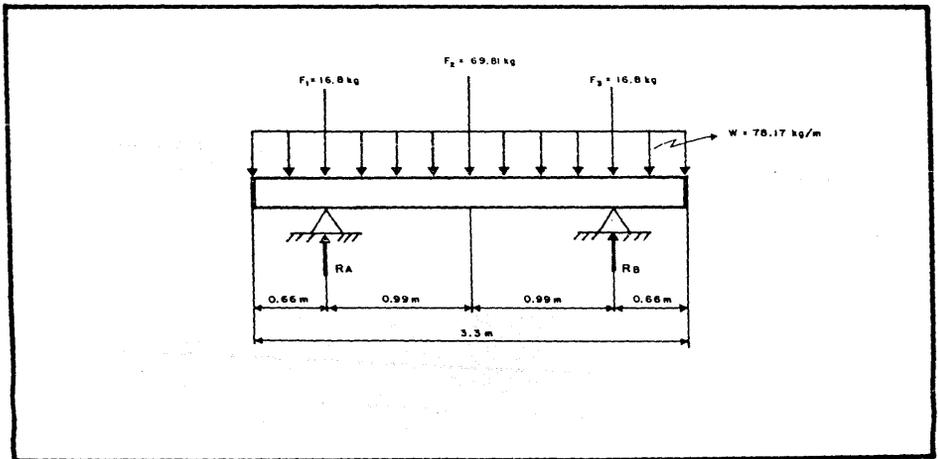
EL CÁLCULO DEL ESPESOR DE LA CARCAZA, SE HACE CONSIDERANDO AL SECADOR COMO UNA FLECHA HUECA APOYADA Y SUJETA A TORSIÓN; ADEMÁS SE CONSIDERAN LAS PARTES INTERNAS (ELEVADORES), DOS FAJAS (DONDE SE APOYA EL SECADOR) Y UNA CORONA (VER GRÁFICA 13).

LAS PARTES INTERNAS SON 12 ELEVADORES, Y PARA SU CONSTRUCCIÓN SE USA PERFIL ANGULAR DE LADOS IGUALES (APS) DE 63.5 x 63.5 MM.

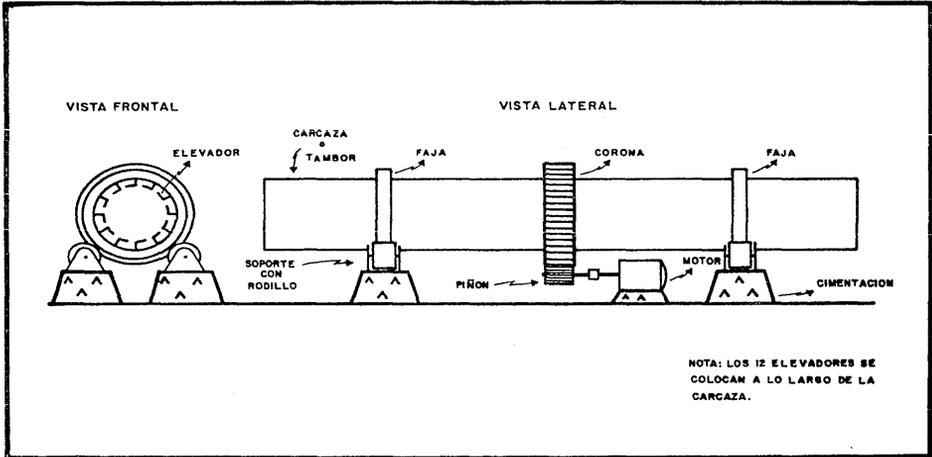
EL PESO DEL PERFIL ES: 4.61 KG/M

- PESO TOTAL DE LOS 12 ELEVADORES =  $4,61 \cdot 12 = 55,32$   
KG/M

LA CORONA TIENE DIMENSIONES APROXIMADAS DE 100 MM DE ANCHO Y 50 MM DE ESPESOR (VER GRÁFICA 14).



SECADOR CONSIDERADO COMO UNA FLECHA HUECA APOYADA  
 GRAFICA 13



VISTAS DEL SECADOR ROTATORIO DIRECTO  
GRAFICA 14

- PESO DE LA CORONA

$$\text{DENSIDAD DE ACERO DE FUNDICIÓN} = 7800 \text{ KG/M}^3$$

$$\text{VOLUMEN DE LA CORONA} = \text{PI H ( D}^2 - \text{D}^2 ) / 4$$

$$\text{VOLUMEN DE LA CORONA} = \text{PI } 0.1 ( 0.62^2 - 0.52^2 ) / 4$$

$$\text{VOLUMEN DE LA CORONA} = 0.00895 \text{ M}^3$$

$$\text{PESO DE LA CORONA} = 0.00895 \cdot 7800 = 69.81 \text{ KG}$$

LAS DIMENSIONES DE LAS FAJAS SON: 50 MM DE ANCHO Y 25 MM DE ESPESOR (VER GRÁFICA 14).

- PESO DE CADA FAJA

$$\text{DENSIDAD DE ACERO DULCE} = 7850 \text{ KG/M}^3$$

$$\text{VOLUMEN DE LA FAJA} = \text{PI H ( D}^2 - \text{D}^2 ) / 4$$

$$\text{VOLUMEN DE LA FAJA} = \text{PI } 0.05 ( 0.57^2 - 0.52^2 ) / 4$$

$$\text{VOLUMEN DE LA FAJA} = 0.00214 \text{ M}^3$$

$$\text{PESO DE CADA FAJA} = 0.00214 \cdot 7850 = 16.8 \text{ KG}$$

SE TIENE ADEMÁS SÓLIDO RETENIDO Y SE CONSIDERA COMO CARGA UNIFORMEMENTE DISTRIBUIDA (W).

$$w = 75.41 \text{ kg} / 3.3 \text{ m} = 22.85 \text{ kg/m}$$

ENTONCES SE TIENE UNA CARGA TOTAL UNIFORMEMENTE DISTRIBUIDA (WT) DE:

$$WT = 55.32 + 22.85 = 78.17 \text{ kg/m}$$

"ANÁLISIS DE ESFUERZOS CORTANTES Y MOMENTOS FLEXIONANTES"

PRIMERO SE RESUELVE LA ESTÁTICA DE UNA VIGA APOYADA (VER GRÁFICA 15).

SE TOMA COMO ORIGEN EL PUNTO ENTRE F3 Y RB.

LA CONDICIÓN DE EQUILIBRIO EN ESTÁTICA ES:

LA SUMATORIA DE MOMENTOS O PARES ORIGINADOS POR LAS FUERZAS DEBE SER CERO, ASÍ COMO LA SUMATORIA DE LAS FUERZAS.

SUMATORIA DE MOMENTOS

$$-RA (1.98) + F1 (1.98) + WT (3.3) (1.98/2) + F2 (1.98/2) = 0$$

$$-RA (1.98) + 16.8(1.98) + 78.17(3.3)(0.99) + 69.81(0.99) = 0$$

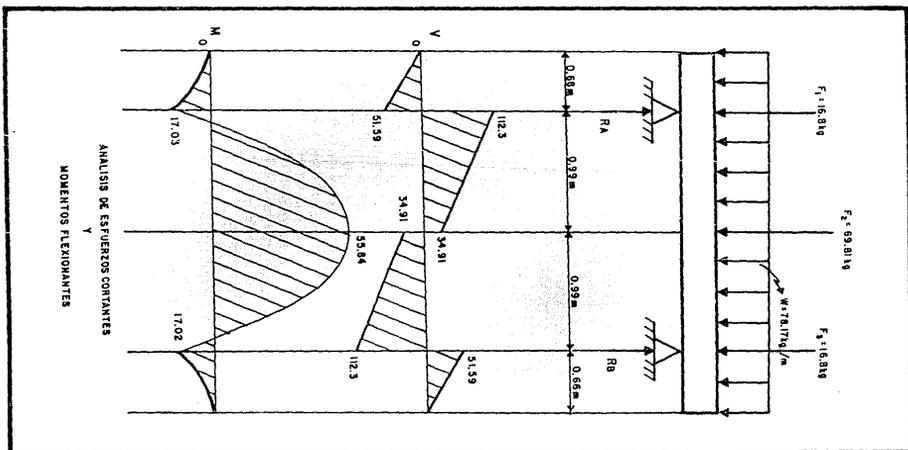
$$RA = 357.76 / 1.98 = 180.69 \text{ kg}$$

SUMATORIA DE FUERZAS

$$- RA - RB + F1 + F2 + F3 + WT 3.3 = 0$$

$$RB = 361.37 - 180.69 = 180.68 \text{ kg}$$

AHORA SE HACE EL ANÁLISIS DE ESFUERZOS CORTANTES Y MOMENTOS FLEXIONANTES (VER GRÁFICA 15).



ANALISIS DE ESFUERZOS CORTANTES Y MOMENTOS FLEXIONANTES  
 GRAFICA 15

ESFUERZO CORTANTE (V)

MOMENTO FLEXIONANTE (M)

PARA EL INTERVALO  $0 \leq x \leq 0.66$

$$V = 78.17 (x)$$

$$M = 78.17 x^2 / 2$$

SI $x = 0$	$V = 0$	$M = 0$
$x = 0.66$	$V = 51.59$	$M = 17.03$

PARA EL INTERVALO  $0.66 \leq x \leq 1.65$

$$V = 78.17 (x) + 16.8 - 180.69$$

$$M = 78.17 x^2 / 2 + 16.8 (x - 0.66) - 180.69 (x - 0.66)$$

SI $x = 0.66$	$V = -112.3$	$M = 17.03$
$x = 1.65$	$V = -34.91$	$M = -55.84$

PARA EL INTERVALO  $1.65 \leq x \leq 2.64$

$$V = 78.17 (x) + 16.8 - 180.69 + 69.81$$

$$M = 78.17 x^2 / 2 + 16.8 (x - 0.66) - 180.69 (x - 0.66)$$

$$+ 69.81 (x - 1.65)$$

SI $x = 1.65$	$V = 34.9$	$M = -55.84$
$x = 2.64$	$V = 112.29$	$M = 17.02$

PARA EL INTERVALO  $2.64 \leq x \leq 3.3$

$$V = 78.17 (x) + 16.8 - 180.69 + 69.81 + 16.8 - 180.69$$

$$M = 78.17 \frac{x^2}{2} + 16.8 (x - 0.66) - 180.69 (x - 0.66)$$

$$+ 69.81 (x - 1.65) + 16.8 (x - 2.64)$$

$$- 180.69 (x - 2.64)$$

$$\text{SI } x = 2.64 \quad V = -51.6 \quad M = 17.02$$

$$x = 3.3 \quad V = 0 \quad M = 0$$

AHORA SE CALCULA EL ESFUERZO MÁXIMO A LA FLEXIÓN (EMF),  
TOMANDO EN CUENTA EL MOMENTO MÁXIMO FLEXIONANTE (MMF) Y EL  
MÓDULO DE SECCIÓN (MS):

$$MS = \pi (D^4 - d^4) / (32 D)$$

$$EMF = 32 MMF D / (D^4 - d^4)$$

PARA RESOLVER EL EMF SE SUPONE UN ESPESOR DE CARCAZA DE  
1.588 MM (1/16 PULGADA)

$$D = 0.521861 \text{ M}, d = 0.518685 \text{ M}$$

$$EMF = 32 \cdot 55.84 \cdot 0.521861 / \pi (0.521861^4 - 0.518685^4)$$

$$EMF = 165,906 \text{ KG/M}^2$$

LUEGO EL MOMENTO TORSIONAL (MT) ES:

$$MT = 60 P / 2 \pi N$$

DONDE:

$$P = \text{POTENCIA, KG M/S}$$

$$N = \text{R.P.M.}$$

SE SUPONE UNA POTENCIA DE 1 H.P.

$$1 \text{ H.P.} = 76.2 \text{ KG M/S}$$

$$M_T = 60 \cdot 76.2 / (2 \cdot \pi \cdot 8) = 90.96 \text{ KG-M}$$

CÁLCULO DEL ESFUERZO MÁXIMO A LA TORSIÓN (EMT):

$$EMT = M_T / S_T$$

$$S_T = \text{MOMENTO RESISTENTE} = \pi (D^4 - d^4) / (16 D)$$

$$EMT = 16 M_T D / \pi (D^4 - d^4)$$

$$EMT = 16 \cdot 90.96 \cdot 0.521861 / \pi (0.521861^4 - 0.518685^4)$$

$$EMT = 132.125 \text{ KG/M}^2$$

POR TENER EFECTOS DE TORSIÓN Y FLEXIÓN COMBINADOS SE HACE EL CÁLCULO PARA EL ESFUERZO (EE) Y MOMENTO (ME) EQUIVALENTES.

$$EE = (EMF^2 + 3 EMT^2)^{1/2}$$

$$EE = (165.906^2 + 3 (132.125)^2)^{1/2}$$

$$EE = 282.659 \text{ KG/M}^2$$

$$ME = (MMF^2 + 0.75 M_T^2)^{1/2}$$

$$ME = (55.84^2 + 0.75 (90.96)^2)^{1/2}$$

$$M_e = 96.56 \text{ KG-M}$$

EL ESFUERZO PERMISIBLE A LA TORSIÓN MÁS BAJO DEL ACERO ES: 1,000,000 KG/M<sup>2</sup>, QUE ES MUCHO MAYOR QUE EL PRODUCIDO POR LO EFECTOS DE CARGA Y TORSIÓN EN EL SECADOR (282,659 KG/M<sup>2</sup>).

ASÍ QUE EL ESPESOR SUGERIDO DE 1.588 MM (1/16 PULGADA) ES CORRECTO. SE PUEDE VER QUE ESTÁ MUY SOBRADO EL ESPESOR DESDE EL PUNTO "ESFUERZOS", PERO DEBIDO A PROBLEMAS DE SOLDADURA NO SE PUEDE ELEGIR UN MENOR ESPESOR.

A ESTE ESPESOR SE LE AGREGA 3.175 MM (1/8 PULGADA) DE TOLERANCIA A CORROSIÓN Y ABRASIÓN.

FINALMENTE:

$$\text{ESPESOR} = 1.588 + 3.175 = 4.763 \text{ MM (3/16 PULGADA)}$$

EL MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN PARA LA CARCAZA DEL SECADOR, CONSIDERANDO QUE VARIOS DE LOS FERTILIZANTES TIENEN PROPIEDADES CORROSIVAS Y SE MANEJAN HÚMEDOS, DEBE SER ACERO INOXIDABLE. DE TALES ACEROS EL MÁS APROPIADO ES EL AUSTENÍTICO CROMO-NÍQUEL ASTM A-240 TIPO 316 L (BAJO CARBONO). ESTO PORQUE, DEBIDO AL BAJO CONTENIDO DE CARBONO EVITA O DISMINUYE LA PRECIPITACIÓN DE CARBUROS, OCASIONADA POR EL EXCESIVO CALOR DE LA SOLDADURA, SIENDO LA CAUSA PRINCIPAL DE LA CORROSIÓN. PARA DISMINUIR EL ALTO COSTO SE USA COMÚNMENTE ACERO AL CARBÓN ASTM A-285 GRADO C RECUBIERTO CON LÁMINA DE ACERO INOXIDABLE SÓLO EN SU PARTE INTERIOR.

EL MATERIAL DE LAS ALETAS ES EL MISMO QUE EL DEL CILINDRO; LAS ALETAS VAN SOLDADAS AL CILINDRO.

EL MATERIAL DE LAS FAJAS ES: ASTM A 26-57 CLASE C

EL MATERIAL DE LA CORONA ES: ACERO FUNDIDO Y MAQUINADO

SE REQUIEREN 4 RODILLOS RADIALES (2 POR FAJA) DE APROXIMADAMENTE EL 25% DEL DIÁMETRO DEL SECADOR ( $0.13 \text{ m} = 13 \text{ cm} = 5.14 \text{ PULGADAS}$ ) Y EL ANCHO DE LA CARA DE 50 MM.

EL MATERIAL DE LOS RODILLOS ES: SAE-1045

- CARCAZA

ESPESOR: 4.763 MM (3/16 DE PULGADA)

MATERIAL: ASTM A-240 TIPO 316 L (BAJO CARBONO)

- ALETAS

NÚMERO: 12

TIPO DE UNIÓN A LA ENVOLVENTE: SOLDADA

PERFIL APS (63.5 x 63.5 MM)

- FAJAS

NÚMERO: 2

MATERIAL: ASTM A 26-57 CLASE C

ANCHO DE LA CARA: 50 MM

ESPESOR: 25 MM

- RODILLOS

NÚMERO: 2 POR CADA FAJA

MATERIAL: SAE 1045

DIÁMETRO: 13 CM (5.14 PULGADAS)

- CORONA

MATERIAL: ACERO FUNDIDO Y MAQUINADO SAE 1045

ANCHO DE LA CARA: 100 MM

ESPESOR: 50 MM

**ANEXO III**





```

10  EL SISTEMA A CHECAR CONTA DE  N# = 1  Y DE HS = 1
11  RESULTADO PARA EL CICLON EN 2TRIF  Y  Y  CDB = 12.793
12  DPM = 10.407  DPM = 0.001  V1 = 34.21  EF.INDIV = 29.252
13  DPM = 7.750  DPM = 0.050  EF.REC = 29.252  EF2 = FRAC = .961
14  DPM = 10.407  DPM = 0.050  V1 = 34.21  EF.INDIV = 29.252
15  DPM = 10.407  DPM = 0.050  EF.REC = 41.943  EF2 = FRAC = 2.740
16  DPM = 10.407  DPM = 0.201  V1 = 34.21  EF.INDIV = 29.444
17  DPM = 10.407  DPM = 0.050  EF.REC = 36.406  EF2 = FRAC = 4.777
18  DPM = 10.407  DPM = 0.050  V1 = 34.21  EF.INDIV = 28.122
19  DPM = 10.407  DPM = 0.050  EF.REC = 85.127  EF2 = FRAC = 4.456
20  DPM = 10.407  DPM = 2.400  V1 = 34.21  EF.INDIV = 75.750
21  DPM = 10.407  DPM = 0.050  EF.REC = 75.750  EF2 = FRAC = 11.303
22  DPM = 10.407  DPM = 3.563  V1 = 34.21  EF.INDIV = 83.419
23  DPM = 10.407  DPM = 0.050  EF.REC = 83.419  EF2 = FRAC = 37.807
24  DPM = 10.407  DPM = 4.005  V1 = 34.21  EF.INDIV = 89.274
25  DPM = 10.407  DPM = 0.050  EF.REC = 89.274  EF2 = FRAC = 25.196
26  DPM = 10.407  DPM = 6.426  V1 = 34.21  EF.INDIV = 94.090
27  DPM = 10.407  DPM = 0.050  EF.REC = 94.090  EF2 = FRAC = 31.410
28  DPM = 10.407  DPM = 10.410  V1 = 34.21  EF.INDIV = 100.000
29  DPM = 10.407  DPM = 0.050  EF.REC = 100.000  EF2 = FRAC = 85.442
30  V1 = 34.21  V2 = 36.27  V3 = 86.07  V4 = 86.20  V5 = 94.77  V6 = 97.58  V7 = 99.77
31  INTR = 0.0188-006  OMEGA = 4.07526  ALF = .3650  FUS = 5.9898  DS = 19.854  WESS = 1.723
32  VEVS = 7.72  SVL = 0

```

EFICIENCIA CICLON = 92.252

EFICIENCIA DE RECOLECCION = 40.412

CARGA DE SOLIDOS = 3.1000 LB/H

% DE ATRICCION = 20.39

DROP PM = .105 DROP PM = .105 DROP PM = .149

DROP PT = .420 EN H2O

EFICIENCIA TOTAL DEL SISTEMA = 92.252

CAIDA DE PRESION DEL SISTEMA = .420 IN H2O

ALTURA DEL CICLON = 22.07

ALTURA DEL CICLON = 21.03

ALTURA DEL CICLON = 26.77

ALTURA DEL CICLON = 23.23

ALTURA DEL CICLON = 26.23



VIMS = 2403      EVEL = 0

EFICIENCIA CICLON = 78.928

EFICIENCIA DE RECOLECCION = 78.928

CARGA DE SOLIDOS = .2557 LB/H

N OF STAPLES/H = 1.15

PROP PM = .570      PROP PD = .100      PROP PE = 1.242

PROP PF = 2.951      IN H2O

EFICIENCIA TOTAL DEL SISTEMA = 98.367

CARGA DE PRESION DEL SISTEMA = 2.771      IN H2O

EL SISTEMA ALCANTARADO ES DE --

CICLOS EN PARALELO = 1

CICLOS EN SERIE = 2

EFICIENCIA ALICANTARADA = 98.367

CARGA DE PRESION TOTAL = 2.771      IN H2O

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO. ELABORADO ESTEJA  
 SUMARIO DE UNO DE PROYECTOS. 1959M-PORRERQUE  
 DE PLANTAS INDUSTRIALES. FECHA 10/05/56

NO. 19C 3

(MODIFICACION)

CONTRATO 666

CLIENTE: SOTY  
 PLANTA: ZARAGOZA  
 LOCALIDAD: ZARAGOZA  
 SERVICIO: DISTRIBUCION

BASES Y PUNTO DE VISTA: SOLIDOS: HORIZONTAL  
 ESPESOR DE LA LAMINA: 3.30 LB/M  
 WINDUP: 23070.00 LB/CF = DENSA: 83.270 LB/CFE  
 WINDUP: 4000 CF = DIAM. INTERIO: 85.00 MICRONS  
 RIPP: 140.0 F = FAC. ESPER: 1.000  
 PIEGAS: 12.3 PEAIA = OPER. EN CARGA

CONDICIONES DE DISEÑO:  
 CARGA DE PRESION PERMISIBLE TOTAL 10.00 IN H2O  
 EFICIENCIA PERMISIBLE 98.40  
 NUMERO DE CICLOS EN PARALELO MAXIMO 5  
 NUMERO DE CICLOS EN SERIE MAXIMO 3  
 ALTURA MAXIMA 50.00 IN

BASES DEL SISTEMA:

NUM. CICLONES EN PARALELO: 3 SERIE 2  
 CICLON EN SERIE SUP. 1 2

TIPO DE CICLON	TRANSCENCIAL	1	2
AREA CICLON, SQ. FT.		12.702	2.702
ANCHO ESPESOR LAM. (IN)		3.198	2.198
ALTURA LAMINA (IN)		7.905	24.195
WINDUP ESPESOR (LB/CF)		24121	84.58
ALTURA TOTAL (IN)		10.211	26.23
DIA. VALVULAS (IN)		6.40	5.90
DIA. VALVULAS SUP. (IN)		.00	.00
PROD. SUP. DE GAS (CIN)		9.594	5.594
ALTURA DEL PARALELO (IN)		23.186	17.584
ANG. DE VORTICEZ		88.00	88.00
CARGA DE PRESION EN H2O		420	2.355
EFICIENCIA (%)		92.25	78.93

CARGA DE PRESION TOTAL: 2.77 IN H2O EFICIENCIA TOTAL: 81.95.37

