

MINISTERIO DE INDUSTRIA
REGISTRO DE LA PROPIEDAD INDUSTRIAL



ESPAÑA

19	ES	11	NUMERO	10	A1
		21			
		22	FECHA DE PRESENTACION		
			445447		

PATENTE DE INVENCION

30	PRIORIDADES:	32	FECHA	33	PAIS
	31	NUMERO			
		552,678	24-2-75		Estados Unidos

47	FECHA DE PUBLICIDAD	51	CLASIFICACION INTERNACIONAL	62	PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
			B01D		

64	TITULO DE LA INVENCION
	UN METODO PARA AUMENTAR LA DEPRESION DEL PUNTO DE ROCIO DE UNA CORRIENTE GASEOSA.

71	SOLICITANTE (S)
	THE DOW CHEMICAL COMPANY

	DOMICILIO DEL SOLICITANTE
	Midland, Michigan, U.S.A.

72	INVENTOR (ES)
	ALLAN EUGENE FOWLER, JOHN EDWARD PROTZ.

73	TITULAR (ES)

74	REPRESENTANTE
	DON BERNARDO UNGRIA GOIBURU

1

Esta invención se refiere a un procedimiento de deshidratación de un desecante orgánico líquido y a un procedimiento de uso del mismo para aumentar la depresión del punto de rocío de una corriente gaseosa.

5

Es sabido por la patente estadounidense 3.105.748 de Stahl que un desecante líquido como trietilenglicol o dietilenglicol puede ser deshidratado por tratamiento del desecante con algo del gas natural previamente secado por el desecante. Esto es denominado arrastre por gas. Después el

10

gas húmedo se descarga a la atmósfera o se quema con la consiguiente pérdida del valioso combustible y/o de la energía.

15

También es sabido por la patente estadounidense 3.349.544 de Arnold que el gas natural puede ser secado con un desecante líquido y el desecante regenerado dentro de una zona de formación de azeótropo. Sin embargo, la depresión del punto de rocío con este sistema no resulta tan económica como sería de desear.

20

Ahora se ha descubierto que la depresión del punto de rocío del gas natural o de las corrientes gaseosas industriales puede ser reducida en mayor grado con menores necesidades energéticas mediante:

25

(a) puesta en contacto de una corriente gaseosa cargada de humedad con un desecante orgánico líquido prácticamente deshidratado por completo, en una zona de contacto, para regenerar una corriente gaseosa con una mayor depresión del punto de rocío y un desecante orgánico líquido rico en agua,

30

(b) calentar dicho desecante orgánico líquido rico en agua procedente de la zona de contacto en una zona de reconcentración térmica calentada a una temperatura compren-

- 1 dida entre el punto de ebullición de dicho desecante
rico en agua y la temperatura de descomposición del de-
secante puro, con lo que se separa de dicho desecante
líquido una gran proporción del agua,
- 5 (c) puesta en contacto de dicho desecante líquido parcial-
mente seco con un agente hidrocarbonado formador de
azeótropo que sea esencialmente insoluble en dicho dese-
cante y que hierva en un intervalo comprendido entre 35
y 235°C aproximadamente, o mezclas de los mismos, en una
10 zona de formación de azeótropo calentada uniformemente a
una temperatura comprendida entre unos 5 y unos 40°C por
debajo de la temperatura de descomposición del desecante
puro, con lo que prácticamente la totalidad del agua re-
sidual se separa de dicho desecante líquido,
- 15 (d) recuperación de un azeótropo de agua-hidrocarburo,
(e) separación del azeótropo hidrocarbonado del exceso de
agua,
(f) recicló de dicho azeótropo a dicha zona de formación de
azeótropo,
- 20 (g) recuperación de un desecante orgánico deshidratado y
(h) recicló de dicho desecante deshidratado a dicha zona de
contacto.

Además, se ha descubierto que el desecante orgá-
nico puede ser deshidratado mediante:

- 25 (a) calefacción de un desecante orgánico líquido rico en
agua procedente de dicha zona de contacto en una zona de
reconcentración térmica calentada a una temperatura que
varía entre el punto de ebullición de dicho desecante
rico en agua y la temperatura de descomposición del de-
secante puro, con lo que se separa de dicho desecante
- 30

- 1 líquido una importante proporción del agua,
- (b) contacto de dicho desecante líquido parcialmente seco
con un agente hidrocarbonado formador de azeótropo que
sea esencialmente insoluble en dicho desecante y que hier-
5 va dentro de un intervalo comprendido aproximadamente en-
tre 35 y 235°C, o mezclas de los mismos, en una zona de
formación de azeótropo uniformemente calentada a una tem-
peratura comprendida entre unos 5 y unos 40°C por debajo
de la temperatura de descomposición del desecante puro,
10 con lo que prácticamente la totalidad del agua residual
es separada de dicho desecante líquido,
- (c) recuperación de un azeótropo de agua-hidrocarburo,
(d) separación del azeótropo hidrocarbonado del exceso de agua,
(e) reciclo de dicho azeótropo a la citada zona de formación
15 de azeótropo y
(f) recuperación de un desecante orgánico deshidratado.

20 El procedimiento de esta invención es útil para el
secado de las corrientes de gas natural y de las corrientes
de gases industriales como hidrógeno, etileno, propileno, gas
craqueado, corrientes de gas natural sintético y similares.

25 Los desecantes normalmente líquidos que pueden ser
utilizados en esta invención son polioles como glicoles de 2
a 12 átomos de carbono, solos o mezclados entre sí. Son ejem-
plos de estos glicoles el etilenglicol, dietilenglicol, trietil-
lenglicol, tetraetilenglicol, propilenglicol, dipropilengli-
col, tripropilenglicol, tetrapropilenglicol y butilenglicoles
similares.

30 Otros desecantes líquidos que pueden ser utilizados
en esta invención son los polioles como glicerol, diglicerol,
trimetilolpropano, 2,2-dimetilolpropano, 2,2,2-trimetiloleta-

1 no, 1,4-dihidroxiciclohexano, 1,4-dimetilolciclohexano y
mezclas de los mismos.

5 Todavía otros desecantes líquidos que pueden ser
utilizados son las N-metilpirrolidonas como N-metilpirroli-
dona, N-metil-5-metilpirrolidona y sulfolanos como dióxido
de tetrahidrotiofeno, dióxido de dimetiltetrahidrotiofeno
y similares.

10 Los agentes hidrocarbonados formadores de azeótros
que pueden ser utilizados en esta invención son los alca-
nos, cicloalcanos e hidrocarburos aromáticos que son esencia-
mente insolubles en el desecante y que tienen un intervalo
de ebullición normal de unos 35 a unos 235°C.

15 Son ejemplos de los alcanos los de cadena lineal
y ramificada que contienen de 5 a 13 átomos de carbono, como
pentano, hexano, octano así como dodecano, tridecano y mez-
clas de ellos.

20 Son ejemplos de cicloalcanos el ciclohexano, di-
metilciclohexano, trimetilciclohexano, cicloheptano, ciclooc-
tano y mezclas de ellos.

25 Son ejemplos de hidrocarburos aromáticos el ben-
ceno, tolueno, xileno, etilbenceno, cumeno, butilbenceno,
dietilbenceno, trietilbenceno y mezclas de ellos.

30 En los dibujos, la Figura 1 es un esquema del apa-
rato utilizado en esta invención. La zona de contacto 10 es
una columna convencional de contacto gas-líquido con una
entrada 12 para el gas industrial húmedo y una salida 14 pa-
ra el gas que ha sido secado. El desecante líquido pobre
o previamente secado entra en la columna 10 por la entrada
16 y el desecante rico en agua es retirado por la salida
18.

1 El desecante rico en agua pasa después por el
conducto 18 a un cambiador de calor 20 donde es calentado a
una temperatura de unos 80 a 180°C por el desecante seco ca-
5 liente del conducto 44 y fluye por el conducto 22 a la parte
superior de la columna reconcentradora térmica 24 donde el
desecante es sometido a calentamiento con el azeótropo hidro-
carbonado que asciende a través de dicha columna. Con esto
se separa una parte importante o alrededor del 90 % del agua
contenida en el desecante.

10 Después el desecante parcialmente seco desciende
a la columna 30 de formación de azeótropo, uniformemente ca-
lentada, donde es separada prácticamente la totalidad del
agua residual. Esta columna 30 está provista de serpentines
de calefacción 32 y de camisas aislantes (no mostradas) que,
15 cuando se combinan con los vapores de azeótropo calientes
que pasan a su través, garantizan el tratamiento del desecan-
te rico en agua a temperaturas uniformes comprendidas entre
unos 5 y unos 40°C por debajo de la temperatura de descompo-
sición del desecante, durante un periodo de contacto sustan-
20 cial en el que casi la totalidad del agua residual en el de-
secante es separada. Preferiblemente, la columna y/o zona de
formación de azeótropo es calentada uniformemente entre unos
5 y unos 20°C por debajo de la temperatura de descomposición
del desecante puro. Se obtienen las máximas eficiencias a
25 unos 5°C por debajo de dicha temperatura. Los serpentines de
calefacción 32 pueden estar alimentados con vapor de agua
mediante la entrada y la salida 26 y 28, respectivamente.
Pueden utilizarse otros medios de calefacción tales como re-
sistencias eléctricas si se considera conveniente.

30 El desecante seco caliente sale por el fondo de la

1 columna 30 de formación de azeótropo a través del conducto
40 y es bombeado por la bomba 42 al cambiador de calor y a
la zona de contacto 10 para ser utilizado de nuevo. Una par-
te del desecante seco pasa por el conducto 38 a un rehervi-
5 dor 36 que suministra algo del calor necesario para mantener
las columnas 24 a 30 a las temperaturas apropiadas.

En el rehervidor 36 el agente líquido de formación
de azeótropo se convierte en un vapor y este es alimentado a
la base de la columna 30 por el conducto 34.

10 Los vapores de azeótropo que salen por la parte
superior abandonan la columna 24 por el conducto 58 y pasan
a un refrigerante 56 convencional donde se convierten en un
líquido que después es llevado por el conducto 54 a un sepa-
rador 50. En el separador se separa el exceso de agua y se
15 tira por el conducto 52. Después el agente líquido formador
de azeótropo se introduce por el conducto 48 en la bomba 42
y desde aquí en el rehervidor 36 por el conducto 46 para ser
utilizado de nuevo.

20 La Figura 2 es similar a la Figura 1 en que se uti-
liza una combinación de una zona de contacto 10 y un recon-
centrador térmico 24. Sin embargo, en este caso, el desecan-
te parcialmente seco se saca por el conducto 64 del reconcen-
trador 24 y pasa al rehervidor 66 donde se le suministra ca-
lor. El desecante caliente pasa después por el conducto 68
25 a la columna 30 de formación de azeótropo uniformemente ca-
lentada, que está aislada y calentada como se ha dicho antes.

Otra diferencia es que se utiliza un segundo reher-
vidor 60 para evaporar el agente líquido de formación de
azeótropo suministrado por el conducto 46 y los vapores de
30 azeótropo son inyectados en la columna 30 a través del conduc

1 to 62.

Para los fines de esta invención son aplicables las siguientes definiciones.

5 Un agente formador de azeótropo esencialmente insoluble en el desecante líquido significa que la solubilidad del agente formador de azeótropo en el desecante es inferior al 5 % en peso y preferiblemente inferior al 1 % en peso.

10 Una zona de formación de azeótropo uniformemente calentada significa que la temperatura se mantiene tan constante como sea termodinámicamente posible en toda la zona, es decir, a $\pm 4^{\circ}\text{C}$ de la temperatura establecida.

La principal ventaja de este procedimiento reside en los requisitos de energía, como se indica a continuación.

15 Los siguientes cálculos darán el efecto útil total de los procesos, donde se utilizan los siguientes términos:

Q_t = cantidad de calor total del proceso (BTU/h)

Q_s = calor sensible del desecante rico en agua (BTU/h)

Q_{lw} = calor latente de vaporización del agua (BTU/h)

Q_{ss} = calor sensible del disolvente (BTU/h)

20 Q_{ls} = calor latente de vaporización del disolvente (BTU/h)

Q_r = cantidad de calor de reflujo (BTU/h)

Q_l = pérdida de calor (BTU/h)

Q_{sg} = calor sensible para arrastrar el gas (BTU/h)

Q_v = poder calorífico del gas de arrastre perdido (BTU/h)

25 Q_{cd} = cantidad de calor para reconcentración atmosférica térmica hasta 98,6 % de TEG.

Estableceremos una comparación con el arrastre de gases calientes y formación de azeótropo. La cantidad de calor total Q_t viene dada por la siguiente ecuación:

30
$$Q_t = Q_s + Q_{lw} + Q_{ss} + Q_{ls} + Q_r + Q_l$$

1

Las condiciones supuestas en la instalación son:

Gas de entrada saturado a 1000 psia (68 atm absolutas) y 80°F (26,7°C)

5

Contenido de agua a la entrada - 34 libras/mmescf (544,6.10⁻⁶ kg/m³)

Caudal del gas = 100 mmescfd (2,83.10⁶ m³/día)

Salida de gas = 0,25 libras/mmescf (4,00.10⁻⁶ kg/m³)

y punto de rocío = -43°F (-41°C) aproximadamente

10

Desecante: trietilenglicol (TEG), caudal de circulación = 1,2 galones/libra de H₂O (10,00 litros/kg)

Concentración del glicol pobre = 99,95 %.

15

En las operaciones con gas natural, el arrastre con gas caliente es el método predominante para una corriente de glicol altamente reconcentrada. El problema con este procedimiento es la pérdida de valioso gas de arrastre. Este gas húmedo debe ser evacuado o quemado en una antorcha y se pierde.

20

Otro método utilizado se basa en el uso de un agente formador de azeótropo como tolueno, como se describe en la patente estadounidense 3.349.544.

25

Como el calor requerido para la reconcentración al 98,6 % en el rehervidor es el mismo para los tres procedimientos, la ventaja reside en el uso de una columna isoterma de formación de azeótropo. Así, están implicados los siguientes requisitos:

Qs = calor sensible del glicol = (se supone una temperatura de alimentación de 350°F, (177°C))

1,2 gal TEG	33,75 lb H ₂ O	100 mmescf	9,2 lb
lb H ₂ O	mmescf	día	gal TEG

30

1

$$\frac{0,6 \text{ BTU}}{\text{lb} - ^\circ\text{F}} \frac{50^\circ\text{F}}{24 \text{ h}} \text{ día}$$

$$Q_s = 46.575 \text{ BTU/h (11.737 kcal/h)}$$

Q_{ss} = calor sensible del disolvente.

5

Una concentración de glicol pobre del 99,95 % (500 ppm) requerirá 0,81 libras de isooctano/galón TEG (0,09 kg/litro). Esto corresponde a 0,14 galones/galón de TEG.

$$Q_{ss} = \frac{0,14 \text{ gal}}{\text{gal TEG}} \frac{5,8 \text{ lb Iso-C}_8}{\text{gal}} \frac{168,75 \text{ gal TEG}}{\text{h}} \frac{0,55 \text{ BTU}}{\text{lb} - ^\circ\text{F}} 100\%$$

10

$$Q_{ss} = 7537 \text{ BTU/h (1899 kcal/h)}$$

Q_{ls} = calor latente del disolvente

$$\frac{0,14 \text{ gal}}{\text{gal TEG}} \frac{5,8 \text{ lb Iso-C}_8}{\text{gal}} \frac{168,75 \text{ gal TEG}}{\text{h}} \frac{117 \text{ BTU}}{\text{lb}}$$

15

$$Q_{ls} = 16,032 \text{ BTU/h (4040 Kcal/h)}$$

$$Q_r = \text{cantidad de reflujo} = 0,25 \quad Q_{lw} = (0,25) (136.448 \text{ BTU/h}) = 34.112 \text{ BTU/h (8596 Kcal/h)}.$$

$$Q_l = \text{pérdidas de calor} = 10 \% \text{ de } (Q_t - Q_l) = (0,10) (240.704 \text{ BTU/h}) = 24.070 \text{ BTU/h (6065 Kcal/h)}$$

20

En comparación, el proceso de arrastre con gas caliente requerirá 10 scf/galón de TEG (0,739 m³/litro) para separar la misma cantidad de agua. Las necesidades totales de calor para este proceso serán:

$$Q_t = Q_s + Q_{lw} + Q_{sg} + Q_r + Q_l + Q_v.$$

25

En nuestra comparación en fábrica, son aplicables los siguientes valores:

Q_{sg} = calor sensible del gas =

$$\frac{168,75 \text{ gal TEG}}{\text{h}} \frac{10 \text{ scf gas}}{\text{gal TEG}} \frac{0,53 \text{ BTU}}{\text{lb} - ^\circ\text{F}} \frac{100^\circ\text{F}}{23,65 \text{ ft}^3} \text{ lb}$$

30

$$Q_{sg} = 3872 \text{ BTU/h (975 Kcal/h)}$$

1 $Q_l = \text{pérdidas de calor} = 10 \% \text{ de } (Q_s + Q_{lw} + Q_{sg} + Q_r)$

$Q_l = (0,10) (220.917 \text{ BTU/h})$

$Q_l = 22.092 \text{ BTU/h } (5567 \text{ Kcal/h}).$

5 $Q_v = \text{poder calorífico del gas} =$

$$\frac{168,75 \text{ gal TEG}}{\text{h}} \quad \frac{10 \text{ scf gas}}{\text{gal TEG}} \quad \frac{1000 \text{ BTU}}{\text{ft}^3}$$

Cantidades requeridas para formar el azeótropo con tolueno (Arnold)

10 $Q_t = Q_s + Q_{lw} + Q_{ss} + Q_{ls} + Q_r + Q_l$

$$Q_s = \frac{1,2 \text{ gal}}{\text{lb H}_2\text{O}} \quad \frac{33,75 \text{ lb H}_2\text{O}}{\text{mmscf}} \quad \frac{100 \text{ mmscf}}{\text{día}}$$

$$\frac{9,2 \text{ lb}}{\text{gal TEG}} \quad \frac{0,6 \text{ BTU}}{16^\circ\text{F}} \quad \frac{50^\circ\text{F}}{24 \text{ h}}$$

15 $Q_s = 46.575 \text{ BTU/h } (11.737 \text{ Kcal/h}).$

$$Q_{lw} = \frac{33,75 \text{ lb H}_2\text{O}}{\text{mmscf}} \quad \frac{100 \text{ mmscf}}{\text{día}} \quad \frac{970,3 \text{ BTU}}{\text{lb}} \quad \frac{\text{día}}{24 \text{ h}}$$

$Q_{lw} = 136.448 \text{ BTU/h } (24.385 \text{ Kcal/h}).$

$Q_{ss} = \text{calor sensible del disolvente.}$

20 De acuerdo con Arnold y colaboradores, una concentración de glicol del 99,95 % requeriría 8,27 libras de tolueno por galón de TEG (0,970 kg/l).

$$Q_{ss} = \frac{168,75 \text{ gal TEG}}{\text{h}} \quad \frac{100^\circ\text{F}}{\text{gal TEG}} \quad \frac{8,27 \text{ lb tolueno}}{\text{gal TEG}} \quad \frac{0,45 \text{ BTU}}{\text{lb-}^\circ\text{F}}$$

$Q_{ss} = 62.800 \text{ BTU/h } (15.644 \text{ Kcal/h})$

25 $Q_{ls} = \text{calor latente} = \frac{1395,6 \text{ lb tolueno}}{\text{h}} \quad \frac{155 \text{ BTU}}{\text{lb}}$

$Q_{ls} = 216.318 \text{ BTU/h } (54.512 \text{ Kcal/h})$

$Q_r = 0,25 (Q_{lw}) = (0,25) (136.448 \text{ BTU/h})$

$Q_r = 34.112 \text{ BTU/h } (8596 \text{ Kcal/h}).$

30 $Q_l = \text{pérdidas} = 10 \% \text{ de } (Q_t - Q_l) =$

1

$$= (0,10) (496.247) = 49.625 \text{ BTU/h (12.505 Kcal/h)}$$
$$Q_t - 545.872 \text{ BTU/h (140.080 Kcal/h)}.$$

5

El calor total requerido para los tres procedimientos está indicado en la Tabla I. Como puede verse, este procedimiento solamente agrega un 10 % a los requisitos iniciales de reconcentración. Expresado como eliminación del agua residual, este procedimiento puede suponer una ventaja del 69:1 sobre el arrastre con gas para este caso y una ventaja de 16,5:1 sobre el procedimiento conocido de formación de azeótropo.

10

El calor requerido para los tres procedimientos está también resumido en la Tabla II y el ahorro de energía está indicado en la Tabla III.

15

20

25

30

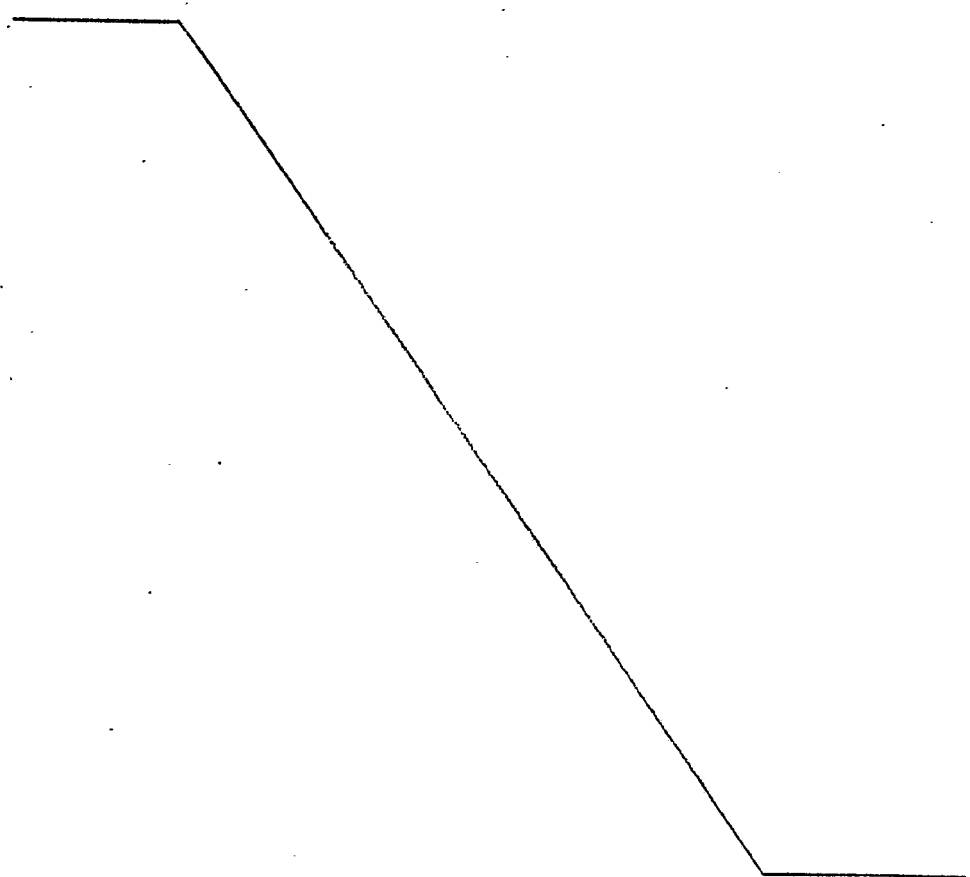


TABLA I

Variable	Arrastre con gas caliente	Procedimiento de esta invención	Formación de azeótropo
1	Temperatura de entrada del gas 80°F (26,7°C)	80°F (26,7°C)	80°F (26,7°C)
5	Presión de entrada del gas 1000 psia (68,0 atm)	1000 psia (68,0 atm)	1000 psia (68,0 atm)
	Punto de rocío del gas saliente -43°F (-41°C)	-43°F (-41°C)	-43°F (-41°C)
	Agua en el gas saliente 0,25 lb/mm ³ scf (4,00.10 ⁻⁶ kg/m ³)	0,25 lb/mm ³ scf (4,00.10 ⁻⁶ kg/m ³)	0,25 lb/mm ³ scf (4,00.10 ⁻⁶ kg/m ³)
	Caudal de gas 100 mm ³ scf(28.10 ⁶ m ³ /día)	100 mm ³ scf(28.10 ⁶ m ³ /día)	100 mm ³ scf(28.10 ⁶ m ³ /día)
	Glicol pobre 99,95 %	99,95 %	99,95 %
10	Temperatura del rehervidor 400°F (204°C)	400°F (204°C)	400°F (204°C)
	Circulación de glicol 1,2 gal/lb H ₂ O (10,00 l/kg)	1,2 gal/lb H ₂ O (10,00 l/kg)	1,2 gal/lb H ₂ O (10,00 l/kg)
15	Agente de reconcentración metano	isooctano	tolueno
	Disolvente necesario 10 scf/gal (0,739 m ³ /l)	0,81 lb/gal (0,095 kg/l)	8,27 lb/gal (0,970 kg/l)
20	Calor total necesario 1.923.509 BTU/h (484.724 Kcal/h)	264.774 BTU/h (66.723 Kcal/h)	545.878 BTU/h (137.561 Kcal/h)
	Reconcentración hasta el 98,6 % 241.205 BTU/h (60.783 Kcal/h)	241.205 BTU/h (60.783 Kcal/h)	241.205 BTU/h (60.783 Kcal/h)
25	Ventaja	7,3:1 global pero 71:1 para reconcentrar hasta 99,95 %	2,1:1 global pero 12,9 para reconcentrar hasta 99,95 %
30			

TABIA I

	Variable	Arrastre con gas caliente	Procedimien
1	Temperatura de entrada del gas	80°F (26,7°C)	80°F (26,7°C)
	Presión de entrada del gas	1000 psia (68,0 atm)	1000 psia (68,0 atm)
5	Punto de rocío del gas saliente	-43°F (-41°C)	-43°F (-41°C)
	Agua en el gas saliente	0,25 lb/mm scf (4,00.10 ⁻⁶ kg/m ³)	0,25 lb/mm scf (4,00.10 ⁻⁶ kg/m ³)
	Caudal de gas	100 mm scfd (2,8.10 ⁶ m ³ /día)	100 mm scfd (2,8.10 ⁶ m ³ /día)
	Glicol pobre	99,95 %	99,95 %
10	Temperatura del rehervidor	400°F (204°C)	400°F (204°C)
	Circulación de glicol	1,2 gal/lb H ₂ O (10,00 l/kg)	1,2 gal/lb H ₂ O (10,00 l/kg)
	Agente de reconcentración	metano	isooctano
	Disolvente necesario	10 scf/gal (0,739 m ³ /l)	0,81 lb/gal
15	Calor total necesario	1.923.509 BTU/h (484.724 Kcal/h)	264.774 BTU/h (66.194 Kcal/h)
	Reconcentración hasta el 98,6 %	241.205 BTU/h (60.783 Kcal/h)	241.205 BTU/h (60.783 Kcal/h)
20	Ventaja	-	7,3:1 global ra reconcent 99,95 %

25

30

TABLA I

<u>Gas caliente</u>	<u>Procedimiento de esta invención</u>	<u>Formación de azeótropo</u>
80°C (68,0 atm)	80°F (26,7°C) 1000 psia (68,0 atm)	80°F (26,7°C) 1000 psia (68,0 atm)
41°C	-43°F (-41°C)	-43°F (-41°C)
mmscf (4,00.10 ⁻⁶) (2,8.10 ⁶ m ³ /día)	0,25 lb/mmscf (4,00.10 ⁻⁶ kg/ m ³)	0,25 lb/mmscf (4,00.10 ⁻⁶ kg/m ³)
95 %	100 mmscfd(2,8.10 ⁶ m ³ /día) 99,95 %	100 mmscfd(2,8.10 ⁶ m ³ /día) 99,95 %
40°C	400°F (204°C)	400°F (204°C)
H ₂ O (10,00)	1,2 gal/lb H ₂ O (10,00 l/kg)	1,2 gal/lb H ₂ O (10,00 l/kg)
(0,739 m ³ /l)	isooctano 0,81 lb/gal (0,095 kg/l)	tolueno 8,27 lb/gal (0,970 kg/l)
BTU/h (484.724)	264.774 BTU/h (66.723 Kcal/h)	545.878 BTU/h (137.561 Kcal/h)
l/h (60.783)	241.205 BTU/h (60.783 Kcal/h)	241.205 BTU/h (60.783 Kcal/h)
	7,3:1 global pero 71:1 pa- ra reconcentrar hasta 99,95 %	2,1:1 global pero 12,9 pa- ra reconcentrar hasta 99,95 %

TABLA II

	<u>Calor necesario (BTU/h)(Kcal/h)</u>	<u>Arrastre con gas caliente</u>	<u>Formación de azeótropo</u>	<u>Procedimiento de esta invención</u>
1	Calor sensible del glicol: Qs - calor desde 350-400°F (177-204°C)	46.575 (11.737)	46.575 (11.737)	46.572 (11.737)
5	Calor latente del agua: Qlw - evaporar el agua	136.448 (34.385)	136.448 (34.385)	135.448 (34.385)
	Calor sensible del disolvente:			
	Qss - calentar el líquido desde 100° a 200°F (38° a 93°C)	-	62.800 (15.825)	7.537 (1.899)
10	Calor latente del disolvente:			
	Qls - evaporar el disolvente	-	216.318 (54.512)	16.032 (4.040)
	Calor de reflujo: Qr - 25 % de Qlw	34.112 (8.596)	34.112 (8.596)	34.112 (8.596)
15	Ql - pérdida de calor - 10 % de la cantidad principal	22.092 (5.567)	49.625 (12.505)	24.070 (6.066)
	Calor sensible del gas			
	Qsg - calentar el gas desde 100 a 200°F (38 a 93°C)	3.782 (953)	-	-
20	Poder calorífico del gas.			
	Qv - poder del gas perdido	1.687.500 (425.250)	-	-
	Calor total necesario = Qt	1.923.509 (484.724)	545.878 (137.561)	264.774 (66.723)

1

5

10

15

20

25

30

TABLA II

<u>Calor necesario (BTU/h)(Kcal/h)</u>	<u>Arrastre con gas caliente</u>	<u>Formación de</u>
Calor sensible del glicol: Qs - calor desde 350-400°F (177-204°C)	46.575 (11.737)	46.575 (11.7
Calor latente del agua: Qlw - evaporar el agua	136.448 (34.385)	136.448 (34.
Calor sensible del disolvente: Qss - calentar el líquido desde 100° a 200°F (38° a 93°C)	-	62.800 (15.8
Calor latente del disolvente: Qls - evaporar el disolvente	-	216.318 (54.!
Calor de reflujo: Qr - 25 % de Qlw	34.112 (8.596)	34.112 (8.59
Ql - pérdida de calor - 10 % de la cantidad principal	22.092 (5.567)	49.625 (12.!
Calor sensible del gas Qsg - calentar el gas desde 100 a 200°F (38 a 93°C)	3.782 (953)	-
Poder calorífico del gas Qv - poder del gas perdido	1.687.500 (425.250)	-
Calor total necesario = Qt	1.923.509 (484.724)	545.878 (137.

TABLA II

<u>gas caliente</u>	<u>Formación de azeótropo</u>	<u>Procedimiento de esta invención</u>
37)	46.575 (11.737)	46.572 (11.737)
385)	136.448 (34.385)	135.448 (34.385)
	62.800 (15.825)	7.537 (1.899)
	216.318 (54.512)	16.032 (4.040)
96)	34.112 (8.596)	34.112 (8.596)
567)	49.625 (12.505)	24.070 (6.066)
)	-	-
25.250)	-	-
34.724)	545.878 (137.561)	264.774 (66.723)

TABLA III

<u>Cantidades (BTU/h) (Kcal/h)</u>	<u>Arrastre con gas</u>	<u>Formación de azeótropo</u>	<u>Procedimiento de la inversión</u>
Calor total, Qt	1.923.509 (484.724)	264.774 (66.723)	545.878 (137.561)
Calor térmico, Qcd	241.205 (60.784)	241.405 (60.783)	241.205 (60.784)
Calor requerido para recon- centrar desde 98,6 % hasta 99,95 % de TEG	1.682.304 (423.940)	304.673 (76.778)	23.569 (5.939)
Nuestra ventaja	71:1	12,9:1	-
Porcentaje de energía aho- rrada sobre la técnica existente	98,6 %	92,3 %	-

1

5

10

15

20

25

30

1

TABLA III

	<u>Cantidades (BTU/h) (Kcal/h)</u>	<u>Arrastre con gas</u>	<u>Formación de a</u>
	Calor total, Qt	1.923.509 (484.724)	264.774 (66.72
5	Calor térmico, Qcd	241.205 (60.784)	241.405 (60.78
	Calor requerido para recon- centrar desde 98,6 % hasta 99,95 % de TEG	1.682.304 (423.940)	304.673 (76.77
	Nuestra ventaja	71:1	12,9:1
10	Porcentaje de energía aho- rrada sobre la técnica existente	98,6 %	92,3 %

15

20

25

30

TABLA III

	<u>Formación de azeótropo</u>	<u>Procedimiento de la invención</u>
24)	264.774 (66.723)	545.878 (137.561)
34)	241.405 (60.783)	241.205 (60.784)
40)	304.673 (76.778)	23.569 (5.939)
	12,9:1	-
	92,3 %	-

1 Los siguientes ejemplos se dan para ilustrar esta in-
vención pero no para limitarla.

EJEMPLO 1

5 En una columna de destilación adiabática atmosférica
se introduce una solución de trietilenglicol acuoso conte-
niendo aproximadamente 15 % de agua, a un caudal de 900 cc/h.
El rehervidor funciona a 400°F (204°C) dando lugar a una co-
rriente continua de glicol reconcentrado de 98,5 %. Esta co-
rriente se introduce después en una columna isoterma y se po-
10 ne en contacto con vapores de isooctano sobrecalentados. La
columna opera a 400°F (204°C) en condiciones isotérmicas. El
caudal de hidrocarburo se mantiene aproximadamente a 0,73 li-
bras por galón de glicol circulante (0,0856 kg/l). En las con-
15 diciones de equilibrio, el contenido en agua del glicol pobre
es de 0,08 % en peso.

EJEMPLO 2

20 Se repiten las condiciones del Ejemplo 1 para esta ope-
ración, a excepción del caudal de hidrocarburo empleando un
contacto isotérmico a 400°F (204°C). Un caudal de aproximada-
mente 1,09 libras por galón de glicol (0,1278 kg/l) da lugar
a un contenido pobre en agua del 0,02 % en peso de agua.

EJEMPLO 3

25 En las mismas condiciones del Ejemplo 1, se aumenta el
caudal de hidrocarburo hasta aproximadamente 1,35 libras por
galón de glicol (0,1583 kg/l). El contenido en agua del gli-
col pobre es del 0,01 % en peso. Esto corresponde a una concen-
tración de glicol del 99,99 %.

EJEMPLO 4

30 En las mismas condiciones de operación del Ejemplo 1,
se utiliza un condensado de gas natural como agente formador

1 del azeótropo. Unos caudales de alrededor de 1,0 libras por
galón (0,1173 kg/l) dan lugar a una concentración del glicol
pobre del 99,99 % o 115 ppm de agua. El condensado utilizado
5 es típico de las corrientes ricas de gas natural y está consti-
tituido por hidrocarburos C₅-C₁₃ con un intervalo de puntos
de ebullición de 40 a 250°C aproximadamente.

EJEMPLO 5

En las mismas condiciones del Ejemplo 1, se utiliza
hexano como agente formador de azeótropo a caudales de 1,86
10 libras/galón de trietilenglicol (TEG) circulante (0,2182 kg/
l). El TEG pobre resultante tiene una pureza del 99,98 %.

EJEMPLO 6

En las mismas condiciones del Ejemplo 1, se utiliza
tolueno a razón de 2,33 libras/galón de trietilenglicol cir-
15 culante (0,2733 kg/l). El glicol pobre resultante (TEG) tie-
ne una pureza del 99,991 %, es decir, contiene 90 ppm de
agua.

EJEMPLO 7

Se introduce una solución de 8,8 % de agua en DEG
20 (dietilenglicol) en una columna de destilación adiabática
atmosférica a un caudal de 900 cc/h. La columna contiene una
sección inferior que funciona isotérmicamente. A una tempera-
tura del rehervidor de 165°C, se utiliza isooctano como agen-
te formador de azeótropo a caudales de 1,45 libras/galón de
25 DEG circulante (0,1700 kg/l). La concentración del glicol
pobre resultante es del 99,6 % o 0,4 % de agua.

EJEMPLO 8

Se introduce una solución de 9 % de agua en trieti-
30 lenglicol (TEG) en una columna, a un caudal de 900 cc/h. La
columna está provista de una sección adiabática y una sección

1 isotérmica. La columna funciona a 400°F (204°C) y a la pre-
sión atmosférica. Empleando isooctano como agente formador
de azeótropo en toda la columna, se encuentra que el glicol
5 pobre o seco tiene una concentración de 99,997 % o 30 ppm de
agua, a caudales de 1,32 libras de isooctano por galón de gli-
col circulante (0,1548 kg/l). Empleando después este glicol
seco para secar un gas húmedo se puede obtener un punto de
rocío de -100°F (-73°C) o más bajo.

10 En resumen, la Patente de Invención que se solicita
deberá recaer sobre las siguientes:

REIVINDICACIONES

15 1. Un método para aumentar la depresión del punto de
rocío de una corriente gaseosa utilizando menores cantidades
de energía, que comprende las operaciones de:

- 20 (a) poner en contacto una corriente gaseosa cargada de humedad
con un desecante orgánico líquido prácticamente deshidra-
tado por completo, en una zona de contacto, para generar
una corriente gaseosa con una mayor depresión del punto
de rocío y un desecante orgánico líquido rico en agua,
25 (b) calentar dicho desecante orgánico líquido rico en agua,
procedente de la zona de contacto en una zona de reconcen-
tración térmica calentada a una temperatura que varía en-
tre el punto de ebullición de dicho desecante rico en agua
y la temperatura de descomposición del desecante puro,
con lo que se separa una gran proporción de agua de dicho
desecante líquido,
30 (c) poner en contacto dicho desecante líquido parcialmente se-
co con un agente hidrocarbonado formador de azeótropo que
es esencialmente insoluble en dicho desecante y que hier-

1 ve en un intervalo de 35 a 235°C, o mezclas de ellos, en
una zona de formación de azeótropo calentada uniformemen-
te a una temperatura comprendida entre 5 y 40°C por deba-
5 jo de la temperatura de descomposición del desecante puro,
con lo que prácticamente la totalidad del agua restante
es separada de dicho desecante líquido,

- (d) recuperar el azeótropo de agua-hidrocarburo,
- (e) separar el azeótropo hidrocarbonado del exceso de agua,
- (f) reciclar dicho azeótropo a dicha zona de formación de
10 azeótropo,
- (g) recuperar un desecante orgánico deshidratado y
- (h) reciclar dicho desecante deshidratado a la citada zona
de contacto.

15 2. Un método para deshidratar un desecante orgáni-
co líquido con un agente hidrocarbonado formador de azeótropo,
desecante que es útil para deshidratar una corriente ga-
seosa en una zona de contacto líquido-gas, que comprende las
operaciones de:

- (a) calentar un desecante orgánico líquido rico en agua pro-
20 cedente de dicha zona de contacto en una zona de reconcen-
tración térmica calentada a una temperatura que varía en-
tre el punto de ebullición de dicho desecante rico en agua
y la temperatura de descomposición del desecante puro, con
lo que se separa una gran proporción del agua de dicho de-
25 secante líquido,
- (b) poner en contacto dicho desecante líquido parcialmente
seco con un agente hidrocarbonado formador de azeótropo
que es esencialmente insoluble en dicho desecante y que
30 hierve dentro de un intervalo comprendido entre unos 35
y unos 235°C, o mezclas de los mismos, en una zona de for-

1 mación de azeótropo uniformemente calentada a una tempe-
ratura comprendida entre unos 5 y unos 40°C por debajo
de la temperatura de descomposición del desecante puro,
con lo que se separa prácticamente la totalidad del agua
5 residual de dicho desecante líquido,

- (c) recuperar un azeótropo de agua-hidrocarburo,
- (d) separar el azeótropo hidrocarbonado del exceso de agua,
- (e) reciclar dicho azeótropo a dicha zona de formación de
azeótropo y

10 (f) recuperar un desecante orgánico deshidratado.

3. Un método según las Reivindicaciones 1 o 2, don
de la corriente gaseosa tratada es una corriente de gas na-
tural.

15 4. Un método según las Reivindicaciones 1, 2 o 3,
donde el desecante orgánico es un glicol de 2 a 12 átomos de
carbono.

5. Un método según la Reivindicación 4, donde el
glicol empleado es trietilenglicol.

20 6. Un método según cualquiera de las precedentes
reivindicaciones, donde el agente formador de azeótropo es
un alcano con un intervalo de ebullición de 35° a 235°C.

7. Un método según la Reivindicación 6, donde el
agente formador de azeótropo es isooctano.

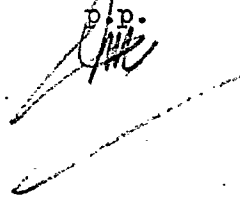
25 8. Se reivindica por último como objeto que ha de
recaer la Patente de Invención que se solicita UN METODO
PARA AUMENTAR LA DEPRESION DEL PUNTO DE ROCIO DE UNA CORRIEN
TE GASEOSA.

30

1 Todo conforme queda descrito y reivindicado en la
presente Memoria descriptiva que consta de veintiuna pági-
nas mecanografiadas y dibujos que se acompañan.

5
Madrid, 23 de Febrero de 1.976

BERNARDO UNGRIA

10
A handwritten signature in dark ink, appearing to read 'Bernardo Ungria', is written over the typed name. The signature is stylized and includes a long horizontal stroke at the end.

10

15

20

25

30

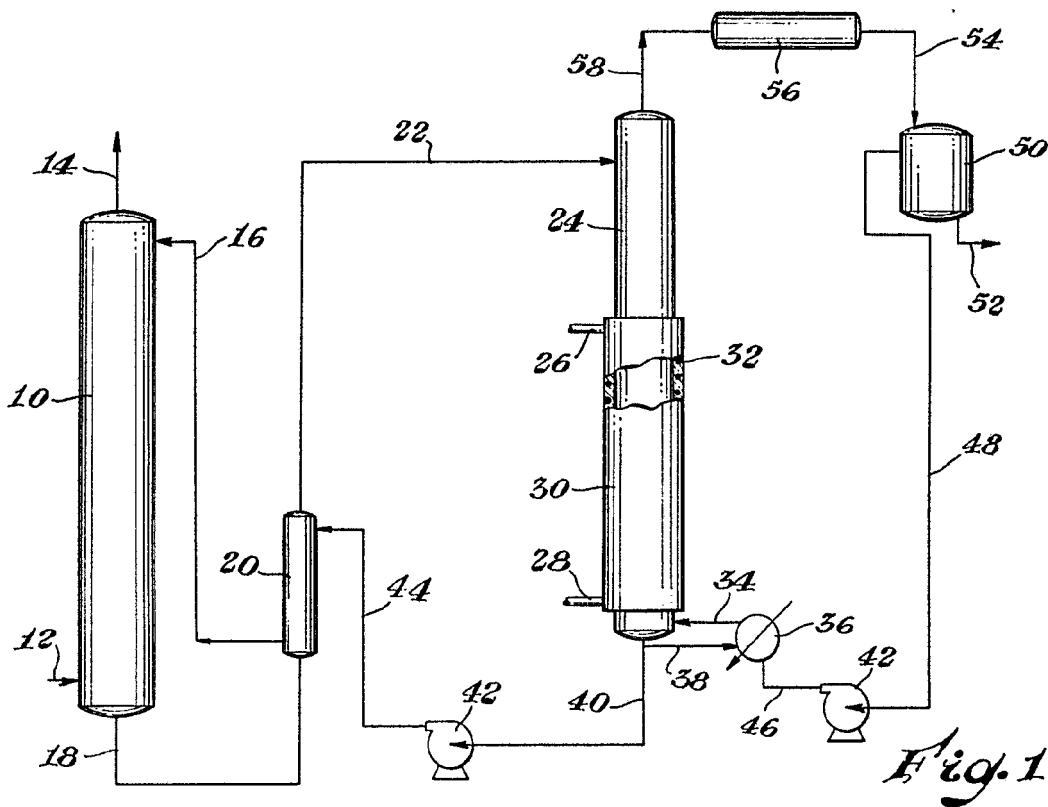


Fig. 1

ESCALA VARIABLE
Madrid, 23 de Febrero 1.976
BERNARDO UNGRIA
P.P.

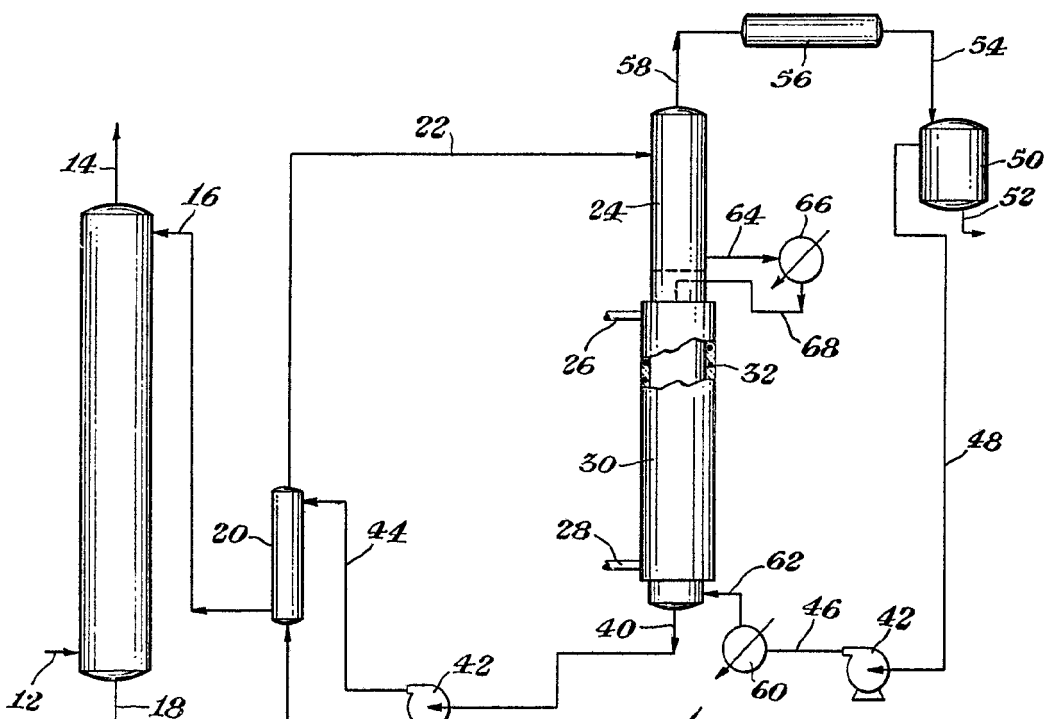


Fig. 2

ESCALA VARIABLE
Madrid, 23 de Febrero 1.976
BERNARDO UNGRIA
p.p.