

0. INTRODUCCION

ERTISA es una sociedad anónima creada en 1973 con domicilio social en la Avenida del Partenón,12 de Madrid y con NIF nº A-28344943

0.1. ACTIVIDAD

El objeto social de la empresa es la producción y comercialización de productos básicos de química orgánica.

0.2 CENTRO DE TRABAJO

El centro de trabajo donde se llevan a cabo las actividades de producción se encuentra situado en el municipio de Palos de la Frontera de la provincia de Huelva.

En dicha localización se encuentran las Plantas de producción necesarias para la fabricación de los siguientes productos: Cumeno, Fenol, Acetona, Alfametilestireno, Monometilamina, Dimetilamina, Trimetilamina, Dimetilacetamida y Dimetilformamida.

Las instalaciones productivas operan de forma continua durante las 24 horas al día de cada año y sólo se produce la parada de las mismas para el mantenimiento periódico de las instalaciones.

Para la obtención de los diferentes productos, se emplean Unidades de producción en cuyo diseño se han tenido las mejores técnicas disponibles (BAT).

Dichas Unidades de producción están situadas al aire libre y están compuestas por una serie de Columnas, cambiadores de calor, recipientes acumuladores, hornos de calentamiento, calderas de vapor, torres de refrigeración, sistemas de tuberías y tanques de almacenamiento.

ERTISA emplea como trabajadores a un número mayor de 300 y menor de 400.

0.3 PROCESOS DE PRODUCCIÓN

0.3.1 Procesos de Fenol y Acetona

De los diferentes procesos de fabricación de fenol y acetona existentes en el mercado, Ertisa utiliza el basado en la oxidación de cumeno, partiendo de la fabricación del propio cumeno.

Por lo tanto el proceso consiste en dos etapas: planta de cumeno y planta de fenol.

El proceso de cumeno usa como materias primas benceno y propileno para formar mediante una reacción de alquilación cumeno y poliisopropilbenceno, PIPB, como principal subproducto. En la etapa de transalquilación el PIPB es reaccionado con benceno para formar más cumeno. Tanto el reactor de alquilación como el de transalquilación utilizan zeolitas como catalizador. El cumeno producido es separado y purificado en el tren de destilación de la mezcla efluente de reacción.

En la segunda etapa, planta de fenol, el cumeno es oxidado con aire para obtener hidroperóxido de cumeno (CHP) en un reactor multietapa en fase líquida. La mezcla es entonces destilada en un sistema de vacío. El CHP concentrado es entonces escindido a fenol y acetona en presencia de ácido como catalizador. El fenol y la acetona son purificados por destilación.

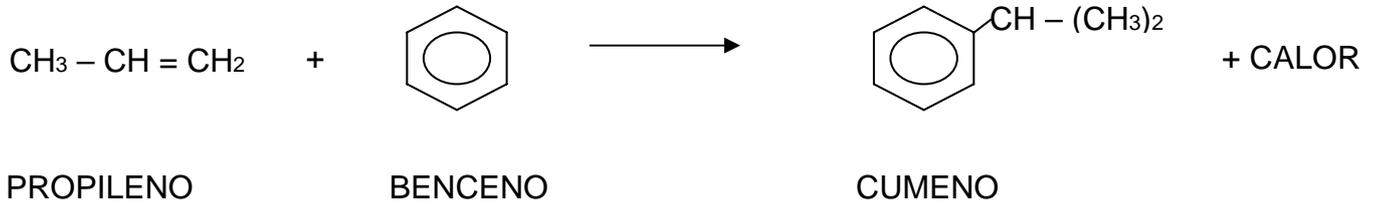
El alfa-metil-estireno, principal subproducto de la reacción de descomposición del CHP, es hidrogenado para formar de nuevo cumeno ó bien purificado en la planta de alfa-metil-estireno para su comercialización.

Ertisa, S.A. en la actualidad tiene operativa una planta de Cumeno y dos de Fenol y Acetona. Estas dos plantas se diferencian en las unidades de oxidación, concentración y descomposición, siendo semejantes en el resto de las unidades que componen cada una de las plantas.

0.3.2. Planta de Cumeno.

La reacción principal es la alquilación del benceno con propileno que se lleva a cabo mediante catalizador de zeolita, para obtener isopropilbenceno (Cumeno)

Es una reacción altamente selectiva y por ello hay una pequeña formación de subproductos, normalmente más pesados que el cumeno y que son principalmente los isómeros del diisopropilbenceno.



Las corrientes de subproductos son LPG (propano no convertido presente en el propileno de alimentación) y una pequeña corriente de pesados con alto índice de octanos que puede usarse para fabricación de gasolinas.

La pureza del cumeno producido es de 99.97% o superior. Este valor excede de los requerimientos actuales de las unidades de producción de fenol e incrementa la eficiencia de operación de las mismas, con una menor producción de subproductos y corrientes de purga.

La utilización del nuevo catalizador de zeolitas y la integración de varias etapas del proceso han sido reducidos sustancialmente los índices de consumo de servicios.

Descripción del proceso.

Antes de la alquilación, los butanos y butenos son eliminados de la alimentación de propileno en la columna desbutanizadora. El hervidor de fondos de la columna recupera el calor del efluente del reactor. En el fondo de columna se produce una purga de C4 y superiores. El propileno purificado se extrae como líquido desde una toma lateral y es bombeado a los reactores de alquilación.

En los reactores el benceno es alquilado con propileno en fase líquida a una temperatura y presión moderada. El primer reactor recibe benceno de reciclo de la sección de destilación y su efluente alimenta al segundo reactor. El propileno es alimentado a la entrada de cada lecho de reactor para crear un alto ratio benceno propileno en cada etapa de reacción. Como la reacción es exotérmica, cada reactor está provisto de una recirculación

para mantener el perfil de temperaturas deseado. La recirculación es enfriada mediante aéreos y los fondos de la columna desbutanizadora. La salida neta del segundo reactor se envía a la columna despropanizadora.

La columna despropanizadora elimina el propano del efluente de los reactores. El propano es recuperado por cabeza y condensado mediante aéreos para producir un líquido que se vende como LPG.

La columna de reciclo de benceno sirve para eliminar el exceso de benceno de los fondos de la columna despropanizadora. El fondo de la columna de reciclo de benceno es calentado de nuevo con una parte de la cabeza de la columna de cumeno.

El benceno de reciclo es recuperado a través de una extracción lateral. En la cabeza de la columna se produce una purga de no aromáticos. Estos no aromáticos son contenidos en el benceno (DIPB), y componentes pesados, son enviados a la columna de cumeno. El benceno fresco es alimentado a esta columna una vez tratado en unas cámaras con clay.

El hervidor de la columna de cumeno utiliza aceite térmico y una parte del vapor de cabeza es condensado por intercambio con los fondos de la columna de benceno de reciclo. El resto de los vapores de cabeza de la columna de cumeno es condensado por intercambio con el efluente del reactor. El cumeno producto se obtiene a partir de una extracción lateral, enfriado y enviado a los tanques de almacenamiento intermedio. Los fondos de esta columna son enviados a la columna de PIPB.

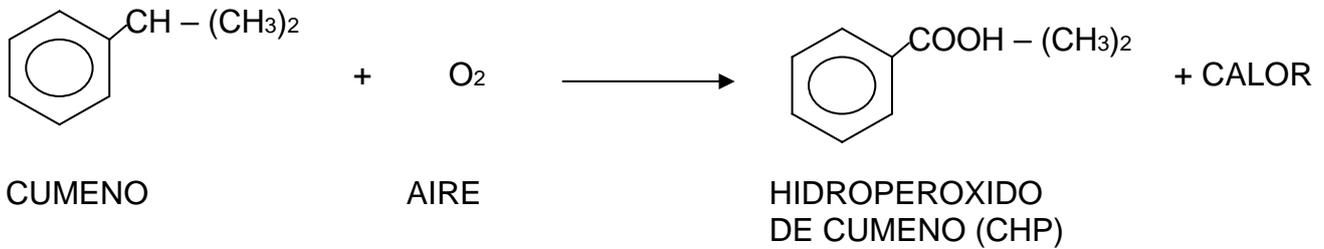
La columna de PIPB separa los di-isopropilbencenos de una pequeña cantidad de componentes pesados. El hervidor de la columna utiliza aceite térmico y los vapores de cabeza son condensados por intercambio el benceno de reciclo a los reactores. En producto de cabeza es una purga de aromáticos para minimizar los componentes ligeros de la corriente de PIPB de la extracción lateral.

La extracción lateral de la columna de PIPB es mezclada con benceno de la columna de benceno de reciclo, la cual ha sido calentada con el efluente del transalquilador y con aceite térmico. La corriente es entonces alimentada al reactor de transalquilación donde el DIPB y una pequeña cantidad de TIPB reacciona con benceno para producir cumeno.

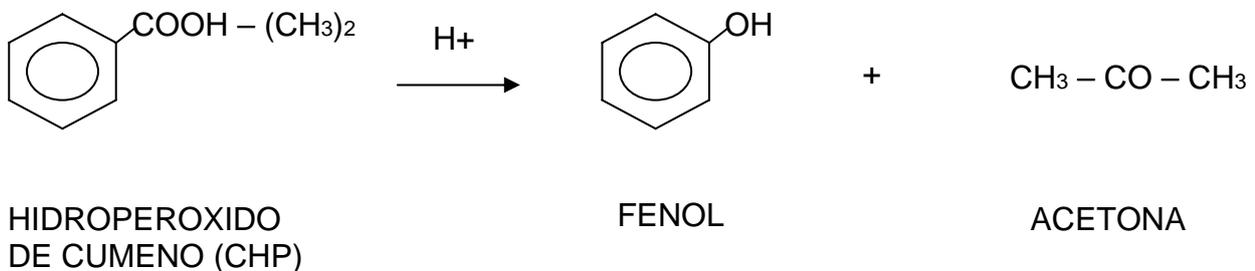
0.3.3. Plantas de Fenol y Acetona.

La producción de fenol y acetona vía oxidación de cumeno se realiza en dos etapas: oxidación de cumeno a hidroperóxido de cumeno (CHP) y descomposición del CHP a fenol y acetona. Ambas reacciones son altamente exotérmicas. La reacción de oxidación es auto catalítica mientras que la reacción de descomposición es catalizada mediante ácido y es muy selectiva en fenol, acetona y alfa-metilestireno (AMS).

En la primera etapa el cumeno se oxida con aire y sosa cáustica como acondicionador del medio, para producir hidroperóxido de cumeno, según el siguiente esquema de reacción:



Después de una serie de etapas intermedias de purificación, concentración, etc., el CHP se escinde en medio ácido para formar fenol y acetona, según la siguiente reacción:



Descripción del proceso de Fenol 1.

Proceso de Oxidación.

El proceso consiste en la oxidación controlada del cumeno para formar CHP. Esta reacción se lleva a cabo en cuatro oxidadores en serie, a media presión. El oxígeno necesario se suministra por medio de aire. La reacción se acelera por el empleo de sosa cáustica como acondicionador del medio.

La velocidad de oxidación del cumeno aumenta con la temperatura y con la concentración final del mismo. Por ello, las condiciones de operación son un compromiso entre una velocidad de reacción suficientemente alta y contenido en subproductos aceptablemente bajo.

El sobrante de oxígeno que no reacciona junto con la cantidad correspondiente de nitrógeno, constituyen la corriente llamada “aire gastado”. La citamos aquí porque es del máximo interés que el porcentaje de oxígeno se mantenga siempre por debajo de un valor de seguridad que no pueda dar atmósferas explosivas. El valor de operación normal es de 2-3% y se toma como límite de trabajo admisible el 4%.

Proceso de Evaporación.

Una vez obtenido el CHP en la sección de oxidación con una concentración final aproximada del 30%, se pasa a la sección de evaporación en la que por medio de un preflash y tres evaporadores a vacío de película se obtiene un producto final con una concentración en CHP del orden del 80% que constituirá la carga a la sección siguiente.

Proceso de Escisión.

El CHP se descompone (escinde) para dar como productos principales de la reacción fenol y acetona.

Debemos resaltar que la reacción de escisión es muy exotérmica (60 Kcal/mol) y que la reacción se cataliza en medio ácido.

Así pues, la sección de escisión está compuesta por dos reactores, en los que se carga el CHP más el catalizador (SO₂ gas), y que básicamente son

cambiadores de calor refrigerados por agua, con lo que se tiene el medio de controlar la gran exotermicidad del proceso.

El exceso de acidez utilizado en escisión es necesario para que la reacción sea completa. Esta acidez se elimina de los productos formados (fenol y acetona), haciéndolos pasar por unas cámaras cargadas con resinas. Dos cámaras se encuentran operando en serie mientras una tercera se regenera.

Proceso de Fraccionamiento.

La sección de fraccionamiento separa y purifica los dos coproductos: fenol y acetona. También se separan cumeno y AMS que son reciclados a la sección de oxidación y otra pequeña cantidad de pesados (TAR) formados en el reactor de descomposición. El fenol es purificado haciendo reaccionar los carbonilos a compuestos de diferentes puntos de ebullición que el fenol y posteriormente separados por destilación.

El proceso empleado es esencialmente una destilación escalonada y en serie por medio de seis columnas de destilación donde se van separando los distintos productos.

El tren de destilación se divide en dos etapas:

- a) Fraccionamiento I, donde se realiza fundamentalmente la separación entre la acetona terminada y el fenol crudo, y
- b) Fraccionamiento II, donde se realiza la purificación del fenol crudo separándolo del agua y otros subproductos que lo acompañan.

Fraccionamiento I:

El objetivo de la columna de acetona cruda (CAC) es separar por cabeza toda la acetona posible y por fondos el resto de los componentes que forman la mezcla de salida de la sección anterior. El cumeno estará presente tanto en la extracción de cabeza como en la de fondo.

La columna de acetona terminada (FAC) purifica la acetona mediante destilación y reacción. El cumeno, el agua y los componentes C8 y C9 son separados por destilación. Los aldehídos con punto de ebullición cercanos a la acetona y los ácidos orgánicos son reaccionados con sosa cáustica para formar compuestos pesados que son separados por destilación.

La acetona producto sale por una extracción lateral cercana a la cabeza y es enfriada antes de su envío a los tanques de almacenamiento.

Los fondos de FAC son enfriados y enviados a un recipiente donde se produce la separación de fase entre cumeno y agua. El agua es enviada a los sistemas de tratamiento de efluentes mientras el cumeno es enviado a la sección de recuperación de fenol, donde las trazas de fenol pueden ser extraídas.

Fraccionamiento II:

La columna de alquitranes está diseñada para eliminar los compuestos pesados del producto crudo de fondos de la CAC, libre de acetona.

Los fondos son enviados al tanque de alquitranes y la cabeza es enviada a la columna de AMS.

El primer objetivo de la columna de AMS es separar el cumeno y AMS del fenol y de los compuestos con punto de ebullición cercanos a él. La formación de un azeótropo fenol-AMS nos condiciona el contenido de fenol en cabeza de la columna.

El reactor de tratamiento purifica el fenol reaccionando los componentes con puntos cercanos de ebullición a otros componentes que pueden ser separados por destilación.

La columna de fenol tiene como principal objetivo la eliminación del residual de 2-metilbenzofurano, 2-MBF del fenol y trazas de componentes ligeros como agua, acetona y cumeno.

Los fondos de esta columna, con pureza de fenol del 99.9%, es enviado a la columna rectificadora de fenol.

El objetivo de la columna rectificadora de fenol es realizar el último corte del fenol, reciclando los ligeros y pesados a las columnas anteriores del tren de fraccionamiento.

El fenol producto se obtiene por cabeza de la columna después del receptor que recoge los condensados y donde parte de ellos son enviados de nuevo a la columna como reflujo. Los fondos de la columna son enviados a la columna de alquitranes.

Proceso de Hidrogenación de AMS.

En esta sección se hace reaccionar el alfa-metilestireno con hidrógeno para formar cumeno.

El AMS se almacena en un tanque después de ser lavado con sosa para eliminar el fenol residual. La carga a la unidad es diluida con cumeno y mezclada con hidrógeno y se controla la temperatura a la entrada del reactor.

Parte del efluente del reactor es reciclada y la otra es enfriada como producto, enfriado y enviado a un botellón de separación del hidrógeno residual, que es enviado al sistema de antorcha. El líquido producto es enviado a la columna de lavado de cumeno.

Proceso de recuperación de fenol (PRU).

Esta sección tiene los siguientes objetivos:

- Recuperación del fenol del fenato sódico.
- Recuperación del fenol del agua residual.
- Recuperación del fenol del cumeno y AMS antes de hidrogenación.
- Reciclo de la sección de oxidación.
- Alimentación y almacenamiento del ácido sulfúrico y sosa.

En esta sección existen tres tanques: un tanque de fenato sódico, uno de ácido sulfúrico y otro de sosa.

El fenato sódico es mezclado con ácido sulfúrico a través de un mezclador estático al reactor donde tiene suficiente tiempo de residencia para completar la reacción exotérmica.

Las dos fases del fondo del reactor es bombeada a través de un enfriador, parte es enviada de nuevo al reactor para enfriar la alimentación y mantener el tiempo de residencia en el mismo y el resto es enviado al separador. La corriente ácida de fenol es enviada a la sección de intercambio iónico para su neutralización. La corriente acuosa es enviada a la columna separadora de aceites tras ser mezclada nuevamente con ácido sulfúrico.

Esta corriente entra por cabeza de la columna y desciende por gravedad a través de los platos y en contracorriente por fondos se añade cumeno, libre de fenol.

El cumeno con el fenol extraído fluye desde la cabeza de la columna hasta la columna de lavado cáustico donde el fenol es extraído en contracorriente con sosa.

Por fondos de la columna separadora de aceites sale una corriente acuosa que es enviada al sistema de tratamiento de efluentes.

Descripción del proceso de Fenol 2.

Proceso de Oxidación.

El proceso de oxidación utilizado por Ertisa en la planta de Fenol 2, con tecnología de Allied/UOP es el de baja presión. Este proceso permite el uso de grandes volumen de reactor y baja temperatura de operación. Lo cual consigue altos rendimientos en la oxidación al ser muy selectiva la misma. Las bajas temperaturas son un beneficio añadido desde el punto de vista de la seguridad. Esto permite un mayor tiempo de reacción al personal de operación ante cualquier emergencia, antes que la mezcla de CHP y cumeno se pudiera descontrolar.

El cumeno fresco se bombea desde el tanque diario a la columna de lavado. Antes del lavado la alimentación fresca es mezclada con cumeno reciclado de otras secciones del proceso. La columna de lavado elimina ácidos ligeros y trazas de fenol del cumeno.

El cumeno tratado sale por la cabeza de la columna. La alimentación combinada es bombeada al primer oxidador.

El oxígeno al oxidador es suministrado en forma de aire por un compresor centrífugo. El aire se envía a los oxidadores después de controlar su temperatura mediante un enfriador.

La operación se realiza en dos oxidadores en serie. Tanto el aire como el cumeno entran en los oxidadores a través de distribuidores. El calor de la reacción exotérmica es eliminado mediante enfriadores externos en la recirculación de los mismos. El efluente del segundo oxidador es enviado a la sección de concentración.

El aire gastado de cada oxidador es recogido en una corriente que se pasa por condensadores de gases de venteo mediante enfriadores de agua de refrigeración.

El aire es enviado a unos adsorbedores de carbón activo donde se recupera el 90% de los componentes orgánicos. Dos adsorbedores están siempre en servicio mientras uno está siendo regenerado. La regeneración del carbón se realiza mediante vapor en flujo ascendente. El aire tratado es enviado a la atmósfera.

Proceso de Concentración.

La sección de concentración incrementa rápida, segura y eficientemente la concentración de CHP en el efluente de los oxidadores hasta el nivel requerido para la descomposición en fenol y acetona. El CHP es concentrado por una destilación al vacío en las columna de flash. Esta sección incluye la columna de flash los equipos de preparación de la alimentación con una serie de equipos con cumeno para diluir en caso de parada o emergencia.

Las columnas de preflash y flash separan el cumeno del oxidado bajo una vaporización a vacío. Los condensadores de ambas columnas son internos para minimizar la pérdida de carga por lo tanto la temperatura y presión en la zona flash son seguras. Un enfriador interno en fondos de la columna de flash minimiza la cantidad de CHP concentrado por

seguridad mientras se enfría el CHP concentrado antes de ser enviado al descomponedor.

El cumeno vaporizado abandona la columna por cabeza mientras el CHP concentrado cae al fondo de la misma y es recogido en el receptor de la columna de flash.

Los incondensables son retirados hacia el botellón mediante el sistema de vacío. El vacío se genera mediante eyectores de vapor.

Proceso de Descomposición.

El descomponedor y deshidratador producen un alto rendimiento por escisión del CHP, catalizado por ácido en fenol y acetona y selectivamente deshidratando el compuesto intermedio peróxido de dicumilo (DCP) a AMS, fenol y acetona. Debido a que la reacción es altamente exotérmica existe un gran lazo de refrigeración y unos sistemas de seguridad automáticos para seguridad de los equipos.

El CHP concentrado de fondos de la columna de flash es bombeado al descomponedor para entrar en el lazo de recirculación donde el ratio entre el fluido recirculado y el alimentado es muy grande para minimizar el incremento de calor.

La concentración de ácido sulfúrico en el descomponedor es otra variable que afecta a la velocidad de reacción y a los rendimientos. Este se añade mediante bombas de inyección.

El efluente del reactor de descomposición es bombeado al deshidratador para permitir la descomposición del CHP residual. El efluente es calentado en el deshidratador hasta una temperatura tal que el DCP y DMPC son selectivamente descompuestos a AMS. Esto implica un alto rendimiento en fenol y AMS, bajo consumo de cumeno y baja formación de pesados (TAR).

El producto es enfriado antes de ser enviado a la sección de cambio iónico.

Proceso de Cambio Iónico.

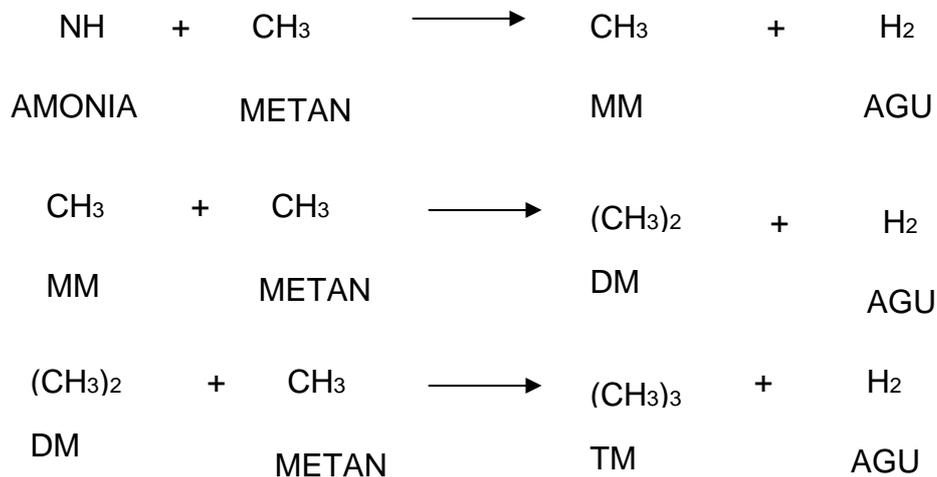
Igual al descrito en el proceso de Fenol 1.

Proceso de Fraccionamiento.

Igual al descrito en el proceso de Fenol 1.

0.3.4. Planta de Metilaminas.

Se basa en la síntesis catalítica de las aminas a partir de amoníaco y metanol, según los siguientes esquemas de reacción:



Descripción del proceso.

La planta está diseñada para producir las tres metilaminas, Monometilamina (MMA), Dimetilamina (DMA) y Trimetilamina (TMA) a las siguientes capacidades:

MMA	3.040 Tm/año
DMA	8.640 Tm/año
TMA	4.080 Tm/año
Total	15.760 Tm/año

Proceso de Reacción.

Las metilaminas se producen a partir de la reacción de metanol con exceso de amoníaco en fase vapor, sobre lecho fijo de catalizador de sílice-alúmina.

Se mezclan amoniaco anhidro líquido y metanol con aminas y amoniaco de reciclo y se vaporiza esta alimentación en una serie de intercambiadores utilizando corrientes de proceso de las que se recupera calor. La alimentación ya vaporizada se calienta adicionalmente por intercambio de calor con el producto de reacción y luego se pasa a través de un reactor que contiene 5 lechos fijos de catalizador. La reacción es exotérmica y el producto en fase vapor que abandona el reactor está constituido por una mezcla de las tres metilaminas junto con amoniaco en exceso que no ha reaccionado.

Proceso de destilación.

Las tres metilaminas y el amoniaco se separan en una serie de 4 columnas de destilación.

La columna de amoniaco, E-101, elimina todo el amoniaco en exceso junto con algo de MMA y TMA como producto de cabeza que se manda al tanque de reciclo para su posterior envío al reactor.

La columna de TMA, E-102, elimina la TMA como producto de cabeza por destilación extractiva. Se alimenta agua cerca de la cabeza para reducir la volatilidad relativa de la MMA y DMA que abandonan la columna por fondos. La TMA se envía a los tanques intermedios y después a los tanques finales, enviando el exceso de producto sobre las necesidades de ventas al tanque de reciclo para ser alimentado al reactor de nuevo.

La columna de deshidratación, E-103, separa MMA y DMA como productos de cabeza del agua de extracción.

La columna de DMA, E-104, efectúa la separación final de la MMA y DMA en especificaciones de venta, que se conducen a sus respectivos recipientes de almacenamiento. El exceso de MMA sobre las necesidades de ventas se conduce al tanque de reciclo para ser realimentada al reactor.

Las columnas de destilación operan a presiones sucesivamente menores de forma que los productos fluyen desde las bombas de alimentación hasta los recipientes finales sin necesidad de otros bombeos intermedios.

Los venteos gaseosos se conducen al absorbedor, E-106, de venteo que absorbe las aminas y el amoniaco utilizando agua fría. Los gases de venteo finales se descargan libres de aminas a la atmósfera.

La solución de aminas del absorbedor se alimenta al stripper desde el cual las aminas recuperadas se reciclan a través del tanque de reciclo.

Todos los líquidos que contienen aminas o amoniaco se drenan hacia el sistema cerrado constituido por un colector y un tanque de drenajes enterrado.

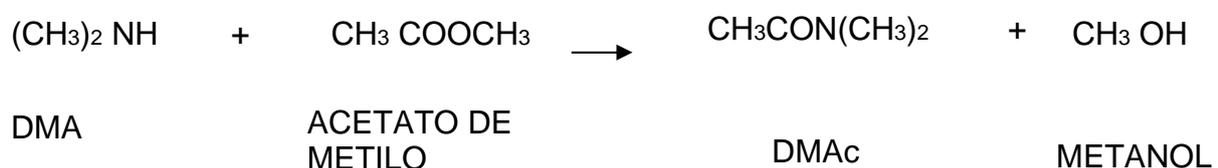
La solución de aminas de este tanque se envía, junto con la procedente del absorbedor de venteo, al stripper.

Las tres metilaminas se envían desde los tanques intermedios a los tanques finales como productos anhidros para ser envasados en cisternas presurizadas para su transporte por carretera.

Una cierta porción de cada producto se transforma en solución acuosa con la que se llenan bidones y cisternas.

0.3.5. PLANTA DE DIMETILACETAMIDA (DMAc).

Las materias primas son Dimetilamina (DMA) y acetato de metilo. La reacción de formación es:



La producción anual de diseño es de 3.500 Tm/año.

Proceso de Reacción.

La reacción se verifica en dos etapas en serie para conseguir un tiempo de residencia total de 2 ¼ horas. Siendo el primer reactor tipo tanque y el segundo tipo tubular.

Para conseguir una velocidad de reacción razonable, la temperatura se mantiene por encima de 50°C y se trabaja en presencia de un catalizador que es una disolución de metóxido sódico en metanol.

Proceso de eliminación de catalizador.

En esta sección todos los iones Na⁺ y la DMA residual, si existe, son eliminados del fluido de proceso por la reacción con la resina de intercambio iónico contenida en dos recipientes capaces de trabajar en serie o individualmente, en caso de que uno de ellos esté en fase de regeneración por previo agotamiento.

Proceso de destilación.

Desde la unidad de eliminación de catalizador, la corriente de proceso pasa a la sección de destilación a través de un dispositivo intermedio que actúa como pulmón, absorbiendo variaciones de caudal y de composición, que se producen a causa de los lavados de los desplazamientos de los lechos de resina.

La sección de destilación consta de tres columnas, siendo preciso el uso de bombas para trasvasar el fluido de una a otra a causa de la escasa diferencia de presión entre ellas.

En la primera columna la composición de la corriente de cabeza es aproximadamente 50% acetato de metilo y 50% metanol y la corriente de fondo está prácticamente exenta de acetato de metilo.

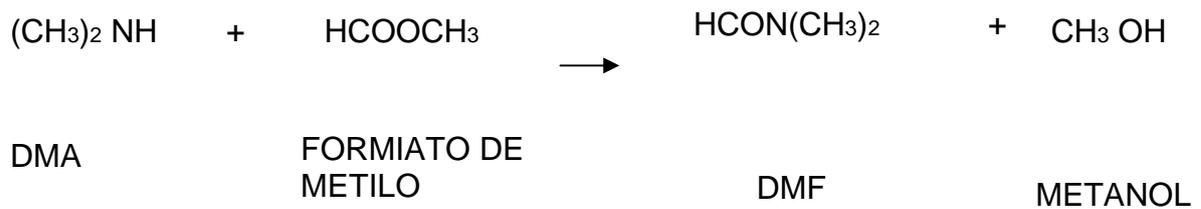
La segunda columna separa el metanol de la DMAc cruda, obteniéndose el metanol con menos de 100 ppm de DMAc por cabeza y mandándose a la planta de Metilaminas.

En la tercera columna se produce la purificación final de la DMAc. Por cabeza se separan componentes ligeros, como DMA, agua y metanol y por fondos las impurezas pesadas, constituidas fundamentalmente por un

azeótropo de bajo punto de ebullición de ácido acético y DMAc con una composición 20/80 en peso. La DMAc se obtiene por una salida lateral de la mitad superior de esta columna.

3.4.6. Planta de Dimetilformamida (DMF).

Las materias primas son Dimetilamina (DMA) y formiato de metilo. La reacción principal es:



La producción anual de diseño es de 3.500 Tm/año.

Proceso de Reacción.

El reactor donde se produce la DMF es de hecho una columna de destilación trabajando a reflujo.

A medida que la reacción transcurre, los productos de reacción (DMF y metanol) son arrastrados al fondo de la columna mientras que los reactivos permanecen en la parte alta por ser más ligeros.

Los productos no condensables que se acumulen en la cabeza de la torre (TMA y algo de N₂), han de ser venteados siendo necesaria una pequeña purga constante. La ausencia de pérdidas de DMA en esta purga está asegurada si se mantiene una adecuada relación entre las cantidades de formiato de metilo y DMA presentes en la parte alta de la columna, pues la DMA reaccionará antes de llegar a la zona de cabeza.

La mezcla de DMF y metanol abandona el fondo de la columna a través de una válvula controladora de nivel.

Proceso de destilación.

Desde la columna de reacción, el producto, mezcla de DMF y metanol esencialmente, es bombeado a otra columna de destilación denominada columna de metanol que elimina por cabeza el metanol producido en la reacción, siendo recuperado para su uso en la planta de metilaminas.

La DMF de fondo de la columna de metanol es enviada a una tercera columna de refino operada bajo vacío. Como producto de cabeza se obtienen trazas de metanol y agua. Como producto de fondo se obtiene fundamentalmente pequeñas cantidades de productos pesados derivados de la MMA que impurifica a la DMA. La DMF en especificaciones de venta es separada por una extracción efectuada en la mitad superior de la columna.

Las especificaciones de pureza de DMF son muy estrictas y hay que garantizar una ausencia casi total de DMA en ella. Por esta razón, la DMF procedente de la columna de refino se hace pasar por un lecho de resina de cambio iónico que reduce la alcalinidad de la DMF mediante la eliminación de la DMA. Cuneado se detecte alcalinidad en el producto es señal que la resina está agotada y se procederá a su renovación. Su vida es suficientemente larga como para no establecer ningún sistema de regeneración, siendo más rentable proceder a su sustitución en caso de agotamiento.

