

1 METODOLOGÍA

1.1 Descripción del proceso

El proceso estudiado en este trabajo ha sido diseñado para producir aproximadamente 36.800 m³ / año de anhídrido Maleico al 98% de pureza n / n oxidando parcialmente n-butano y oxígeno en un catalizador VPO que se oxida con una corriente de oxígeno puro y helio. Esta capacidad es similar a la de una planta de producción de anhídrido maleico de pequeña escala (9). La simulación de este trabajo se ha realizado con el software de simulación de procesos Aspen HYSYS.

La tecnología elegida para este proyecto es el reactor de lecho circulante de Du Pont, debido a la alta selectividad y al bajo riesgo de explosiones. La energía liberada por la reacción exotérmica se utiliza para producir vapor. El n-butano que no ha reaccionado se recicla junto con las fracciones de nitrógeno, agua y, monóxido de carbono y dióxido. Esta corriente de reciclaje se reutiliza y se mezcla con la alimentación de entrada del reactor principal, que consiste principalmente en nitrógeno y n-butano.

El proceso de recuperación se ha simulado imitando la tecnología de recuperación de anhídrido maleico de Monsanto debido a la alta recuperación del producto y el uso de disolventes térmicamente estables que no requieren etapas de separación múltiples para separarse del anhídrido maleico.

Se comienza por enfriar la corriente efluente del reactor e introducirla en un circuito absorbente-separador que se pone en contacto con el disolvente orgánico de ftalato de dibutilo (DBP), evitando la posible producción de ácido fumárico ya que no hay producción de ácido maleico en esta absorción proceso. La corriente gaseosa que sale del absorbedor es el reciclado mencionado anteriormente, que se mezcla con el n-butano limpio y el nitrógeno como alimentación del reactor. La corriente inferior del absorbedor se introduce en una columna separadora, como se ha mencionado antes, en la que se separa anhídrido maleico del disolvente orgánico y trazas del resto de componentes. La corriente de disolvente orgánico separada sale de la columna de separación y se mezcla con un disolvente nuevo para ser reciclada en el absorbedor. Las trazas de MAN y DBP presentes en la corriente gaseosa del separador se envían a un depurador Unidad para extraerse poniéndolo en contacto con un disolvente nuevo. La corriente de líquido de fondo se recicla de nuevo en el absorbedor principal mientras que la corriente gaseosa se ventila. Así, cerrando los tres ciclos presentes en este proceso. El diagrama de flujo de proceso de este trabajo se muestra en la Figura 20 en la que aparecen números de secuencia, nombres de equipos, ciclos (RCY) y bloques SET.

1.2 Especificaciones técnicas

El N-butano se almacena inicialmente a 25 °C y aproximadamente 15 kg / cm² en tanques de almacenamiento esféricos en fase líquida que procede de una torre de fraccionamiento en un proceso de hidrocrackeo (24). Posteriormente, se descomprime a la Presión operativa de 150 kPa. Con respecto a la alimentación de hidrocarburos de entrada (corriente 1) procede de los citados depósitos de almacenamiento (200°C, 150kPa, 100kg / moles). Dado que las mayores selectividades se reivindican en ausencia de oxígeno en fase gaseosa durante la conversión de n-butano en anhídrido maleico, la alimentación del reactor de entrada (corriente 3) es principalmente nitrógeno y n-butano (25). Esta corriente es una mezcla de oxígeno puro (corriente 1), nitrógeno (corriente 4) y corriente de recirculación purgada procedente del absorbedor principal (corriente 37).

1.2.1 Reacción

Para la sección de reacción del procedimiento, este trabajo se ha basado en la patente de EE.UU. 4.668.802 de Du Pont. En el que se ofrecen cuatro configuraciones de reactores diferentes. La configuración elegida se muestra en la Figura 17. Esta patente consiste en limitar la cantidad de oxígeno en el gas de alimentación

de manera que sea menor que la cantidad estequiométrica requerida para la cantidad total de n-butano convertido en el proceso. Esto es 3,5 moles de oxígeno por cada mol de n-butano convertido como se ve en la Ecuación 1.3. El catalizador reducido resultante de la oxidación se separa de la corriente de producto (corriente 6) y se reoxida antes de contactar de nuevo con butano. Cabe señalar que lo que ocurre dentro del reactor CFB está fuera del alcance de este documento. Por lo tanto, se ha considerado una caja negra. Las principales reacciones involucradas en el reactor son:



La cantidad de oxígeno en la alimentación de entrada del reactor es preferiblemente menor que aproximadamente el 30% de la cantidad estequiométrica, es decir menos de un mol de oxígeno por cada mol de n-butano convertido para la reacción uno y 1,5 para la reacción dos (25). En este caso, se ha utilizado un 26% de la cantidad estequiométrica. Esto significa que la relación oxígeno / n-butano es igual a 2,34.

La corriente que oxida el catalizador, la corriente 11, está compuesta de 20% de oxígeno n / n y 80% de helio n / n (25). Dado que el helio es un gas inerte, el helio en el ciclo de reciclaje (RCY-1) no se ha tenido en cuenta durante la simulación del proceso. Con el fin de simplificar y facilitar la convergencia de resultados, la corriente 11 es sólo oxígeno. Sin embargo, se conoce el flujo molar total de helio, considerado constante a lo largo del proceso, debido a la relación anteriormente mencionada. Esto conduce a un bucle de helio puro de 2,680 kgmol / h.

Con el fin de simular un reactor CFB, este trabajo ha utilizado un reactor de conversión (CRV-100) seguido de un divisor de componentes (X-100) después de la reacción ha tenido lugar con el objetivo de separar completamente el oxígeno en la corriente 6 que se recicla (corriente 8). De esta manera, la corriente de oxígeno destinada a la reacción y para la oxidación del catalizador se representa en una sola corriente (corriente 11). El reactor CRV-100 funciona a 150 kPa y 441 °C. Estas especificaciones cumplen las condiciones preferidas en la Patente de Estados Unidos 4.668.802, en la que la oxidación se lleva a cabo a Temperaturas de 340 °C a aproximadamente 450 °C y presiones que van de 0 psig a 50 psig (6,9 kPa a 344,73 kPa). Siguiendo el ejemplo 7 de la patente estadounidense antes mencionada, la alimentación del reactor de entrada (corriente 3) contiene aproximadamente un 97% de nitrógeno n / n y un 3% n / n de n-butano lo que conduce a una conversión del 30,2% y una selectividad del 85,7%.

1.2.2 Catalizador VPO

Como se mencionó anteriormente, el catalizador elegido para este proceso ha sido óxido de fósforo de vanadio. Los óxidos de vanadio representan la clase de catalizador más importante en la oxidación de butano. El vanadio encontrado en el catalizador hacia la producción de MAN puede existir en dos estados de oxidación (+5, +4). El catalizador VPO tiene un área superficial de aproximadamente 20 m² / g, forma esférica y diámetro de aproximadamente 200 micras y densidad de 800 kg / m³. La actividad del catalizador podría considerarse constante. Por lo tanto, la desactivación es aproximadamente inexistente.

La velocidad cinética de la catálisis está limitada por la capacidad de los gases reactivos para difundir internamente en la estructura de poros del cuerpo del catalizador. La actividad catalítica podría aumentarse aumentando la porosidad del cuerpo del catalizador (6).

1.2.3 Absorción

La corriente gaseosa que sale del divisor de componentes X-100 - corriente 7 - está ahora libre de oxígeno y listo para entrar en el absorbedor a través del fondo después de enfriarse a 60 °C y comprimirse a 115 kPa (flujo 13). Para la simulación del absorbedor principal, se ha seguido la Patente de EE.UU. 4.188.403 desarrollada por Monsanto y mostrada en la Figura 7.

El absorbedor T-100 es una columna de 12 bandejas que opera a 113,3 kPa con una caída de Presión de 1,7 kPa (26). La alimentación de entrada de líquido es ftalato de dibutilo puro que está representado por la

corriente 24. Esta corriente entra en el absorbedor T-100 a 29 °C y 113,3 kPa y es en realidad una mezcla de disolvente puro y reciclado.

También entra en la columna la corriente 30 que procede de la salida inferior del segundo absorbedor (T-103) que se recicla (RCY-3) en el absorbedor principal T-100. Esta corriente contiene principalmente DBP, agua, MAN y n-butano sin reaccionar.

La corriente superior 15 es el reciclado principal del proceso (RCY-2), que es una especificación distintiva de la tecnología de Dupont, como se menciona en el capítulo 2. Por lo tanto, la composición de esta corriente es principalmente nitrógeno y n-butano y en porcentajes más pequeños la otra oxidación productos.

Dejar el absorbedor a través del fondo de la columna es la corriente 14 que está constituida por el disolvente orgánico y el anhídrido maleico absorbido. Esta corriente se convierte en la alimentación de líquido de entrada de la columna T-101 de 12 bandejas de separación que funciona a vacío (6,66 kPa y 11,87 kPa) y un reflujo de 2.

Dado que dicha columna funciona en condiciones de vacío, se ha colocado una bomba de pistón alternativo en la corriente de disolvente orgánico líquido que sale. Esta bomba es un tipo de bomba de desplazamiento positivo que funciona con impulsión de vapor directamente a través de engranajes o correas y está sellada tanto interna como externamente. El funcionamiento de este equipo se muestra en la Figura 24. Trabaja principalmente con una carrera de succión inicial seguida de una carrera de descarga. El primer golpe se produce cuando el pistón se extrae del cilindro donde se crea un vacío de bajo Presión que hace que la válvula de succión se abra y la válvula de descarga se cierre. En la carrera de retorno, la válvula de succión se cierra y el fluido es expulsado de la descarga. Normalmente estas bombas se colocan en paralelo para reducir las fluctuaciones de flujo y Presión (27).

De la columna T-101, hay tres corrientes que salen. La corriente 16 es el producto gaseoso que sale del condensador. Que está formado principalmente por los componentes de menor punto de ebullición. La corriente 18 es la línea de disolvente orgánico recuperado que se recicla (RCY-4) de nuevo en el absorbedor principal, como se mencionó anteriormente. La corriente 16 entra en el depurador T-103, con el objetivo de extraer el MAN que puede no haber sido pelado en la columna T-101. Este absorbedor es una columna de 10 bandejas que funciona en las mismas condiciones que T-100. A partir de T-103, la corriente gaseosa superior 28 se ventila. Los fondos (corriente 26) se reciclan (RCY-3) de nuevo en T-100 después de enfriar, como se mencionó anteriormente. La corriente de entrada de líquido 32 se compone de disolvente orgánico puro.

1.2.4 Purificación

La columna de destilación T-104 es un condensador de columna de 6 bandejas que opera a 6,66 y rehervidor a 11,87 kPa, un reflujo de 1 y una fracción molar MAN de 0,98 en la corriente 39. La corriente 17 es la línea de líquido que sale del condensador que está constituida por principalmente agua y MAN. Dado que la pureza del producto final no satisface las especificaciones, esta corriente entra en una columna de destilación donde MAN se concentra hasta un 98% de pureza n / n (flujo 39). El exceso de agua (corriente 38) se recupera a través de la sobrecarga de la columna. Las corrientes C2 y R2 son corrientes de energía que están implicadas en la columna T-104 correspondiente al calor retirado del condensador y calor añadido al rehervidor.

1.3 Modelado y simulación del proceso

1.3.1 Componentes presentes en la simulación

El hidrocarburo utilizado para la simulación es n-butano puro (corriente 1) que se inserta en el reactor CRV-100 junto con nitrógeno (corriente 4) en una relación n / n al 3% n / n / n aproximadamente. También se introducen oxígeno y helio (corrientes 8 - 12) en el reactor con el fin de oxidar el catalizador VPO que sigue un ciclo redox en todo el equipo. Los productos de la reacción son anhídrido maleico, dióxido de carbono, monóxido de carbono y agua. Con el fin de eliminar el producto principal del resto de componentes, el disolvente orgánico usado en los absorbentes es ftalato de dibutilo.

1.3.2 Thermodynamic aspects

El modelo termodinámico elegido para este trabajo ha sido los NRTL basados en datos experimentales contrastados obtenidos de un trabajo de investigación a tres Temperaturas: 140.05 °C, 160.05 °C y 180.05 °C (23). Cada figura muestra una comparación entre los gráficos binarios P-x (y) para el disolvente DBP y MAN proporcionados por Aspen HYSYS, situados a la izquierda, y la regresión obtenida mediante el trazado de los datos experimentales, a la derecha. El hecho de que los datos de interacción binaria para el modelo NRTL MAN-DBP par se insertó manualmente en HYSYS debe ser observado ya que no fue ofrecido por el software.

Estas figuras muestran las curvas de burbuja y rocío para la mezcla binaria mencionada anteriormente. Las curvas que se aplican a este caso tomado del trabajo de investigación son los indicadores triangulares y la línea punteada. Donde los indicadores triangulares corresponden a los datos experimentales y la línea punteada es los datos calculados. Por lo tanto, después de comparar ambos gráficos para cada Temperatura y confirmar la similitud entre sí, es posible aceptar el uso del modelo termodinámico NRTL para la fase líquida de este trabajo. Además, también se ha considerado para la fase de vapor ya que el modelo de gas ideal ha sido asumido.

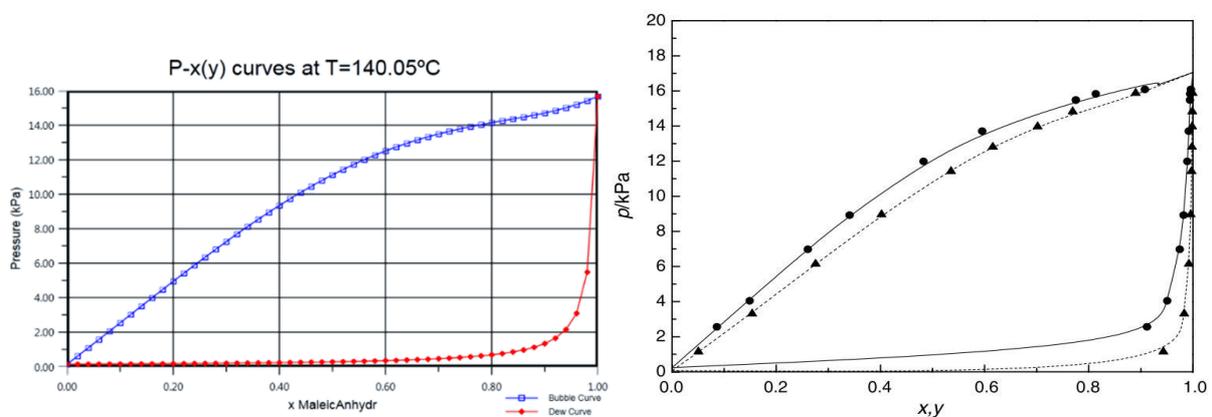


Figure 1 – P-x(y) curves comparison at T=140.05 °C

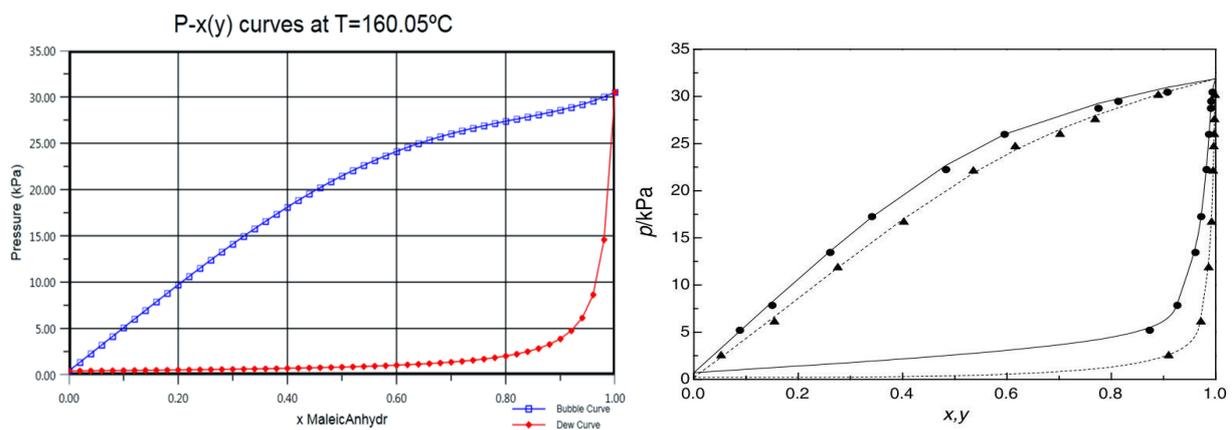


Figure 2 – P-x(y) curves comparison at T=160.05 °C

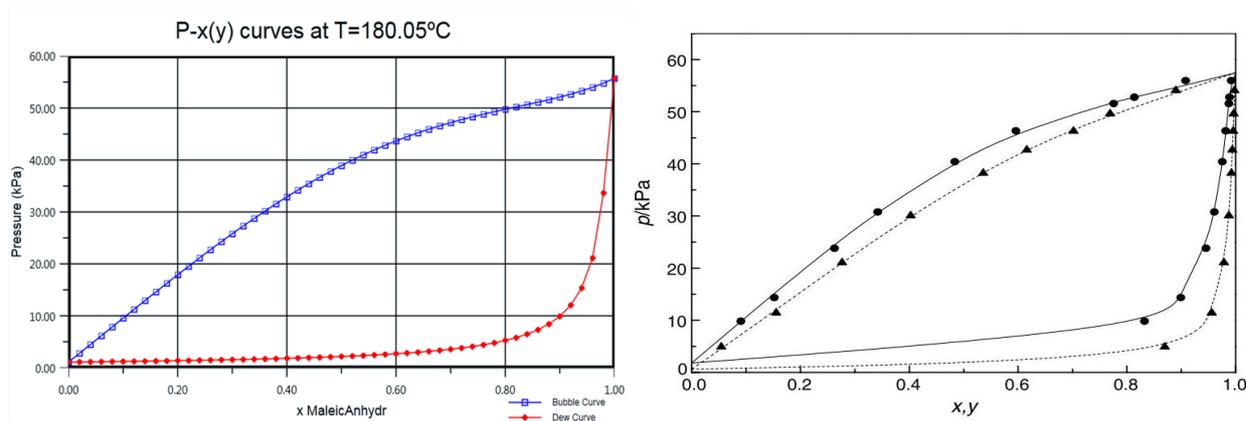


Figure 3 – P-x(y) curves comparison at T=180.05 °C

Los cinco parámetros ajustables para la ecuación NRTL en HYSYS son los a_{ij} (2.204.92 cal / mol), a_{ji} (-278.64 cal / mol), b_{ij} (0.233 cal / mol * K), b_{ji} (-0.898 cal / mol * K) y α_{ij} (0,3). Donde i está unido al solvente orgánico y j está ligado a MAN. Este es el dato correspondiente que fue insertado manualmente en HYSYS y obtenido del trabajo de investigación.

Sin embargo, no se han encontrado datos de interacción binaria termodinámica entre el disolvente DBP y el resto de componentes en el absorbente (agua, nitrógeno, butano sin reaccionar, monóxido de carbono y dióxido) en fuentes confiables tales como:

- SpringerMateriales a los que la biblioteca de la Universidad de Sevilla no tiene acceso.
- La demo de software de DETHEMA de DECHEMA no ofrece datos termodinámicos Vapor-Liquid Equilibria (VLE) para la mezcla binaria mencionada anteriormente.
- La pestaña DETHERM en ASPEN Plus no ha estado disponible para este trabajo y la pestaña NIST no proporcionó ningún dato para dicha mezcla.
- Las revistas o bases de datos como The Journal of Chemical Engineering Data o Science Direct posiblemente podrían haber ofrecido ciertos datos a través de la investigación. Sin embargo, habría puesto en peligro los plazos establecidos para este trabajo.

Por lo tanto, la interacción binaria termodinámica se ha considerado la mezcla ideal.

2 RESULTS

2.1 Process efficiency

La eficiencia del proceso se define como la relación entre el MAN obtenido en el flujo de producto (flujo 39) y el MAN si todo el n-butano de entrada produjo el MAN (flujo 1). Aplicando la ecuación 1.12, la eficiencia del proceso para este trabajo es 73.01%

2.2 Reactive losses

Las pérdidas de N-butano ocurren principalmente en las corrientes 28 y 33 y se calcula mediante la ecuación 1.13. En este caso, las pérdidas reactivas son del 20,14%.

2.3 Product recuperation

The percentage of recuperated MAN is defined as the MAN obtained in the product stream that exits column T-104 (stream 39) divided by the MAN produced in the reactor (stream 6) multiplied by 100. In this case, Table 21 shows a recuperation of 99.01 %.

2.4 Energy consumption

La energía requerida por kilogramo de producto se muestra en la Tabla 22 en la que se incluyen calentadores, compresores y bomba. La información proporcionada se obtiene directamente de HYSYS después de que la simulación haya sido completada. Los kilogramos totales de anhídrido maleico se representan a través de la corriente 39.

2.5 Product recuperation in absorber T-100

Como se ve en la Tabla 23, la recuperación de MAN en la columna T-100 es del 99,10%. La tasa de recuperación se define como la relación entre MAN en la corriente de producto 14 y la MAN total que entra en la columna (flujo 13,24 y 30) veces 100.

2.6 Product recuperation in scrubber T-103

La Tabla 24 ofrece información relacionada con los flujos involucrados en la recuperación del MAN del lavador. La velocidad de recuperación se define como la relación entre MAN en la corriente de producto 26 y la MAN total que entra en la columna (flujo 16 y 32) veces 100, dando como resultado 100% en la columna T-103. En cuanto a la recuperación del disolvente orgánico, las corrientes involucradas en el depurador con respecto a la recuperación de DBP se muestran en la Tabla 25. La tasa de recuperación de disolvente se define igual que la tasa de MAN, resultando en este caso un porcentaje de 99,97 en la columna T-103.

3 CONCLUSIONS

La motivación de este trabajo fue la documentación de varias tecnologías de producción de anhídrido maleico. El objetivo de esta tesis fue seleccionar una tecnología específica que produjera MA vía oxidación parcial de n-butano y simularla con el software Aspen HYSYS.

El objetivo de la simulación se logró con éxito mediante la obtención de una planta capaz de producir 36.800 metros cúbicos por año de anhídrido maleico con una pureza del 98% n / n. y una recuperación global del producto de hasta el 99.10%. El n-butano no reaccionado se ha reciclado limitando las pérdidas a un 20% aproximadamente. Además, se han obtenido valores superiores al 99% de recuperación del producto del absorbedor y del lavador para las recuperaciones de MAN y DBP.

Este trabajo no ha tenido en cuenta el hecho de que el anhídrido maleico reacciona fácilmente con el agua para producir también su ácido y ácido fumárico. Para trabajos futuros, es un punto interesante introducir estas reacciones en las secciones de absorción y purificación de la planta de proceso. Dado que este proceso tiene tal reacción exotérmica, requiere un control preciso de Temperatura. Por lo tanto, aspectos relacionados con el control de procesos también serían muy interesantes de realizar. Por último, las cuestiones que este trabajo no ha considerado como la modelización de equipos rigurosos, la integración energética y los estudios económicos son otros aspectos a tener en cuenta para futuros trabajos.

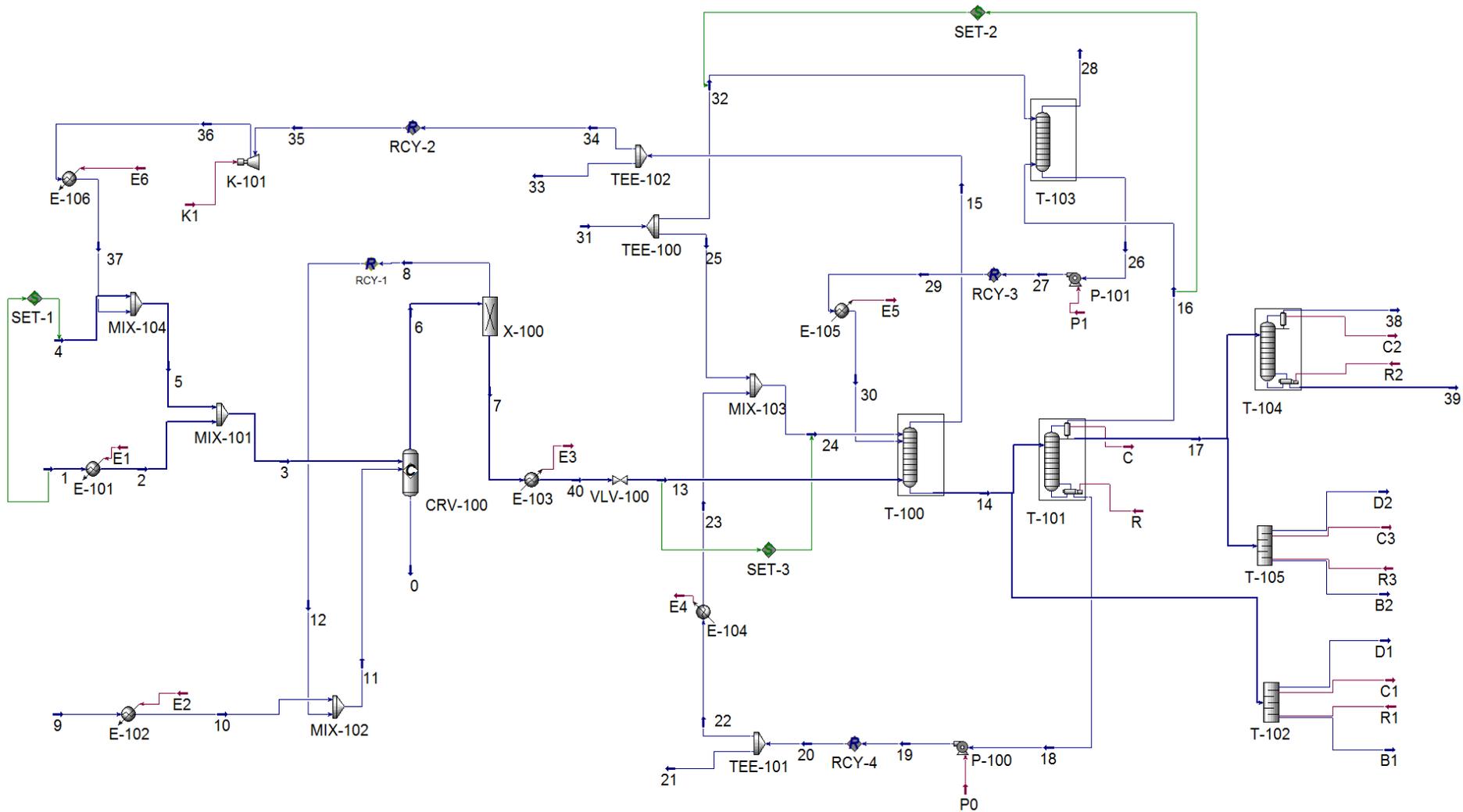


Figure 4 – Maleic anhydride production Process Flow Diagram

	<i>Unidad</i>	1	2	3	4	5
Fracción de vapor		1	1	1	1	1
Temperatura	<i>C</i>	200.00	370.00	363.57	300.00	363.46
Presión	<i>kPa</i>	150.00	150.00	150.00	150.00	150.00
Caudal Molar	<i>kgmole/h</i>	100.00	100.00	33,190.54	3,233.00	33,090.54
Caudal Másico	<i>kg/h</i>	5,812.40	5,812.40	923,283.47	90,566.03	917,471.07
Caudal Molar (H2O)		0	0	1,835.36	0	1,835.36
Caudal Molar (MaleicAnhydr)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (DiiBPhthlate)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (Nitrogen)		0	0	30,670.73	3,233.00	30,670.73
Caudal Molar (Oxygen)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (CO2)		0	0	198.75	0	198.75
Caudal Molar (CO)		0	0	198.83	0	198.83
Caudal Molar (n-Butane)		100.00	100.00	286.13	0	186.13
	<i>Unidad</i>	6	7	8	9	10
Fracción de vapor		1	1	1	1	1
Temperatura	<i>C</i>	441.55	469.50	300.00	229.00	370.00
Presión	<i>kPa</i>	150.00	150.00	150.00	150.00	150.00
Caudal Molar	<i>kgmole/h</i>	40,368.93	33,586.00	6,782.93	670.00	670.00
Caudal Másico	<i>kg/h</i>	1,150,791.28	933,737.38	217,053.90	21,440.00	21,440.00
Caudal Molar (H2O)		2,192.19	2,192.19	0	0	0
Caudal Molar (MaleicAnhydr)		73.75	73.75	0	0	0
Caudal Molar (DiiBPhthlate)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (Nitrogen)		30,670.73	30,670.73	0	0	0
Caudal Molar (Oxygen)		6,782.93	0	6,782.93	670.00	670.00
Caudal Molar (CO2)		224.50	224.50	0	0	0
Caudal Molar (CO)		224.58	224.58	0	0	0
Caudal Molar (n-Butane)		200.15	200.15	0	0	0

	Unidad	11	12	13	14	15
Fracción de vapor		1	1	1	0	1
Temperatura	<i>C</i>	306.65	300.00	58.26	62.21	65.75
Presión	<i>kPa</i>	150.00	150.00	115.00	115.00	113.32
Caudal Molar	<i>kgmole/h</i>	7,109.62	6,439.62	33,586.00	499.13	33,349.12
Caudal Másico	<i>kg/h</i>	227,507.81	206,067.81	933,737.38	78,597.90	923,619.32
Caudal Molar (H2O)		0	0	2,192.19	175.73	2,028.76
Caudal Molar (MaleicAnhydr)		0	0	73.75	80.33	0.72
Caudal Molar (DiiBPhthlate)		0	0	0	242.64	0.12
Caudal Molar (Nitrogen)		0	0	30,670.73	0	30,670.47
Caudal Molar (Oxygen)		7,109.62	6,439.62	0	0	0
Caudal Molar (CO2)		0	0	224.50	0	224.48
Caudal Molar (CO)		0	0	224.58	0	224.58
Caudal Molar (n-Butane)		0	0	200.15	0	200.00
	Unidad	16	17	18	19	20
Fracción de vapor		1	0.00	0	0	0
Temperatura	<i>C</i>	60.63	60.63	240.80	240.87	240.87
Presión	<i>kPa</i>	6.66	6.66	11.87	113.30	113.30
Caudal Molar	<i>kgmole/h</i>	150.90	105.51	242.72	242.72	243.62
Caudal Másico	<i>kg/h</i>	3,305.99	7,745.49	67,546.42	67,546.42	67,796.04
Caudal Molar (H2O)		143.23	32.49	0	0	0
Caudal Molar (MaleicAnhydr)		7.23	73.02	0	0	0
Caudal Molar (DiiBPhthlate)		0	0	242.64	242.64	243.54
Caudal Molar (Nitrogen)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (Oxygen)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (CO2)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (CO)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (n-Butane)		0	0	0	0	0

	Unidad	21	22	23	24	25
Fracción de vapor		0	0	0	0	0
Temperatura	<i>C</i>	240.87	240.87	30.00	29.46	35.00
Presión	<i>kPa</i>	113.30	113.30	113.30	113.30	113.30
Caudal Molar	<i>kgmole/h</i>	16.44	227.17	227.17	205.01	22.16
Caudal Másico	<i>kg/h</i>	4,576.23	63,219.81	63,219.81	57,051.35	6,168.45
Caudal Molar (H2O)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (MaleicAnhydr)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (DiiBPhthlate)		16.44	227.10	227.10	204.94	22.16
Caudal Molar (Nitrogen)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (Oxygen)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (CO2)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (CO)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (n-Butane)		0	0	0	0	0
	Unidad	26	27	28	29	30
Fracción de vapor		0	0	1	0	0
Temperatura	<i>C</i>	84.60	84.68	66.58	84.67	60.00
Presión	<i>kPa</i>	11.87	113.30	6.66	113.30	113.30
Caudal Molar	<i>kgmole/h</i>	57.24	57.24	131.38	57.24	57.24
Caudal Másico	<i>kg/h</i>	11,428.15	11,428.15	2,378.10	11,428.48	11,428.48
Caudal Molar (H2O)		12.30	12.30	130.94	12.30	12.30
Caudal Molar (MaleicAnhydr)		7.23	7.23	0	7.23	7.23
Caudal Molar (DiiBPhthlate)		37.71	37.71	0	37.72	37.72
Caudal Molar (Nitrogen)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (Oxygen)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (CO2)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (CO)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (n-Butane)		0	0	0	0	0

	Unidad	31	32	33	34	35
Fracción de vapor		0	0	1	1	1
Temperatura	<i>C</i>	35.00	35.00	65.75	65.75	65.82
Presión	<i>kPa</i>	113.30	113.30	113.32	113.32	113.32
Caudal Molar	<i>kgmole/h</i>	15.56	37.72	3,334.91	30,014.21	29,857.54
Caudal Másico	<i>kg/h</i>	4,331.81	10,500.26	92,361.93	831,257.38	826,905.04
Caudal Molar (H2O)		0	0	202.88	1,825.88	1,835.36
Caudal Molar (MaleicAnhydr)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (DiiBPhthlate)		15.56	37.72	0	0	0
Caudal Molar (Nitrogen)		0	0	3,067.05	27,603.42	27,437.73
Caudal Molar (Oxygen)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (CO2)		0	0	22.45	202.03	198.75
Caudal Molar (CO)		0	0	22.46	202.12	198.83
Caudal Molar (n-Butane)		0	0	20.00	180.00	186.13
	Unidad	36	37	38	39	40
Fracción de vapor		1	1	1	0	1
Temperatura	<i>C</i>	101.98	370.00	38.08	121.40	60.00
Presión	<i>kPa</i>	150.00	150.00	6.66	11.87	150.00
Caudal Molar	<i>kgmole/h</i>	29,857.54	29,857.54	31.00	74.51	33,586.00
Caudal Másico	<i>kg/h</i>	826,905.04	826,905.04	558.55	7,186.93	933,737.38
Caudal Molar (H2O)		1,835.36	1,835.36	31.00	1.49	2,192.19
Caudal Molar (MaleicAnhydr)		0	0	0	73.02	73.75
Caudal Molar (DiiBPhthlate)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (Nitrogen)		27,437.73	27,437.73	0	0	30,670.73
Caudal Molar (Oxygen)		0	0	0	0	0
Caudal Molar (CO2)		198.75	198.75	0	0	224.50
Caudal Molar (CO)		198.83	198.83	0	0	224.58
Caudal Molar (n-Butane)		186.13	186.13	0	0	200.15

	Unidad	B1	B2	D1	D2
Fracción de vapor		0	0	1	0
Temperatura	<i>C</i>	240.53	132.09	97.98	38.01
Presión	<i>kPa</i>	11.87	11.87	6.66	6.66
Caudal Molar	<i>kgmole/h</i>	242.64	73.04	256.49	32.47
Caudal Másico	<i>kg/h</i>	67,510.29	7,160.47	11,087.61	585.01
Caudal Molar (H2O)		0	0.02	175.73	32.47
Caudal Molar (MaleicAnhydr)		0	73.02	80.18	0
Caudal Molar (DiiBPhthlate)		242.49	0	0	0
Caudal Molar (Nitrogen)		0	0	0	0
Caudal Molar (Oxygen)		0	0	0	0
Caudal Molar (CO2)		0	0	0	0
Caudal Molar (CO)		0	0	0	0
Caudal Molar (n-Butane)		0	0	0	0

Table 1 – Maleic anhydride production workbook.