

Balances de materia y energía aplicados a la investigación

Balances de materia y energía aplicados a la investigación

Juan Andrés Sandoval Herrera



Bogotá D. C., Colombia, 2021

Sandoval Herrera, Juan Andrés

Balances de materia y energía aplicados a la investigación / Juan Andrés Sandoval Herrera
– Bogotá, D.C Publicaciones Universidad de América, 2021.

266 páginas: figuras, tablas.

1. Balances de energía – Ejercicios, problemas, etc. 2. Balances de materia – Ejercicios, problemas, etc. 3. Gases ideales – Ejercicios, problemas, etc. 4. Operaciones con unidad. – Ejercicios, problemas, etc.

ISBN impreso 978-958-53030-4-1

ISBN digital 978-958-53030-5-8

CDD S218

Título: Balances de materia y energía aplicados a la investigación

Primera edición, 2021

© Juan Andrés Sandoval Herrera

DOI: <https://doi.org/10.29097/9789585303058>

© 2020 Fundación Universidad de América

Dirección de Investigaciones

www.uamerica.edu.co

Eco Campus de Los Cerros:

Avenida Circunvalar # 20 - 53 - Bogotá D.C., Colombia

PBX: (57 1) 3376680 Ext. 220

Sede Norte, Calle 106 # 19 - 18

PBX: (57 1) 6580658

Correo electrónico: coordinador.editorial@uamerica.edu.co

Libro electrónico publicado a través de la plataforma

Open Monograph Press.

Tiraje de 500 ejemplares

Impreso en Colombia - *Printed in Colombia*

ISBN impreso 978-958-53030-4-1

ISBN digital 978-958-53030-5-8

Todos los derechos reservados. Esta publicación no puede ser reproducida ni en su totalidad ni en sus partes, tampoco registrada o transmitida por un sistema de recuperación de información, en ninguna forma ni por ningún medio sea mecánico, foto-químico, electrónico, magnético, electro-óptico, por fotocopia o cualquier otro, sin el permiso previo por escrito de la editorial.

Cuerpo Directivo

MARIO POSADA GARCÍA-PEÑA
Presidente Institucional y Rector del Claustro

LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA
Consejero Institucional

ALEXANDRA MEJÍA GUZMÁN
Vicerrectora Académica y de Investigaciones

RICARDO ALFONSO PEÑARANDA CASTRO
Vicerrector Administrativo y Financiero

JOSÉ LUIS MACÍAS RODRÍGUEZ
Secretario General

LUIS FERNANDO SÁNCHEZ-HUERTAS
Director de Investigaciones

MARÍA MARGARITA ROMERO ARCHBOLD
Decana Facultad de Arquitectura

MARCEL HOFSTETTER GASCÓN
Decano Facultad de Ciencias Económicas y Administrativas

JULIO CÉSAR FUENTES ARISMENDI
Decano Facultad de Ingenierías

CARLOS MAURICIO VELOZA VILLAMIL
Decano Facultad de Ciencias y Humanidades



Fundación
Universidad de América

Código SNIES 1715

Dedicatoria:

A ti, mi bella y amada Martha, porque con tu valentía, dedicación y felicidad me has dado motivos suficientes para culminar este sueño.

Gracias por todo tu amor:

Juan.

Tabla de Contenido

Prefacio	XXI
CAPÍTULO 1. Fundamentos	1
Repaso de álgebra	1
Ecuación algebraica	1
Sistemas de ecuaciones lineales	2
Ejemplo de sistemas de ecuaciones lineales	2
Sustitución	3
Eliminación	4
Igualación	4
Respuesta y análisis	5
Sistemas de unidades	5
Ejercicios resueltos	8
Ejercicio 1.	8
Ejercicio 2	8
Ejercicios propuestos de sistemas de unidades	9
Conceptos básicos de química	11
Mol	11
Reacciones y ecuaciones químicas	11
Disoluciones	11
Referencias	12
Video relacionado con el tema	12
CAPÍTULO 2. Variables de proceso	13
Competencias específicas	13
¿Qué son las variables de proceso?	13
Volumen específico	13
Densidad	14
Densidad relativa o gravedad específica (G)	15
Acceso directo a más información sobre densidades de sustancias puras	16
Ejemplo de densidad, volumen específico, densidad relativa y escalas	16
Presión (P)	17

Ejemplos resueltos de presión	20
Ejemplo 1	20
Ejemplo 2	22
Temperatura	23
Ejemplo	24
Velocidades de Flujo	25
Ejemplos	28
Ejemplo 1	28
Ejemplo 2	28
Composición	29
Masa molecular media	31
Ejemplo resuelto de composición y masa molecular media	31
Concentración de soluciones	33
Ejemplo resuelto de concentración de soluciones	34
Base de cálculo	36
Base seca, base húmeda y porcentaje de humedad	36
Aplicaciones a la investigación	37
Resumen de claves teóricas	39
Para recordar	40
Ejercicios propuestos	40
Referencias	42
Lista de videos relacionados	44
CAPÍTULO 3. Mezcla de gases ideales	45
Competencias específicas	45
¿Cuándo se puede aplicar la ecuación de estado de los gases ideales? ..	45
Valores de la constante universal y formas de la ecuación de estado	46
Condiciones estándar	47
Flujo volumétrico estándar y flujo volumétrico real	47
Ejemplo resuelto de flujo volumétrico real de gases ideales	47
Mezcla de gases ideales	48
Variables que definen el estado de una mezcla de gases	48
Ley de Dalton	49
Ley de Amagat	50
Densidad de una mezcla gaseosa	50
Ejercicios resueltos	51
Ejercicio 1	51

Ejercicio 2	52
Ejercicio 3	53
Aplicaciones a la investigación	55
Resumen de claves teóricas	61
Para recordar	62
Ejercicios propuestos	62
Referencias	64
Lista de videos del tema	67
CAPÍTULO 4. Gases y vapores	69
Competencias específicas	69
¿Cuál es la principal diferencia entre un gas y un vapor?	69
Términos importantes en mezclas gas - vapor	69
Ecuación de Antoine	70
Saturación	71
Mezclas aire – agua	72
Humedad	72
Temperaturas	73
Saturación adiabática	74
Diagrama psicrométrico	74
Representación de las zonas de un diagrama psicrométrico	75
Ejercicios resueltos	77
Ejercicio 1	77
Ejercicio 2	79
Ejercicio 3	81
Método gráfico	81
Método analítico	82
Aplicaciones a la investigación	83
Resumen de claves teóricas	85
Para recordar	86
Ejercicios propuestos	87
Referencias	88
Lista de videos del tema	89
Balances de materia sin reacción química	91
CAPÍTULO 5. Operaciones con unidades simples	93
Competencias específicas	93
Definición de operaciones unitarias	93

Balance de materia en operaciones unitarias simples	94
Balances en operación de mezclado	94
Balances en operaciones de separación	95
Determinación de los grados de libertad de un problema	97
Diagramas	97
Problemas resueltos	98
Problema 1	98
Problema 2	100
Planteamiento de ecuaciones	101
Problema 3	102
Aplicaciones a la investigación	105
Resumen de claves teóricas	106
Para recordar	107
Problemas propuestos en unidades simples	107
Referencias	108
Lista de videos del tema	109
CAPÍTULO 6. Operaciones en unidades múltiples	111
Competencias específicas	111
Resumen teórico	111
Problemas resueltos	113
Problema 1	113
Problema 2	116
Problema 3	119
Aplicaciones a la investigación	121
Resumen de claves teóricas	123
Para recordar	124
Problemas propuestos	124
Referencias	128
Lista de videos del tema	129
Balances de materia con reacción química	131
CAPÍTULO 7. Balances con una única reacción	133
Competencias específicas	133
Balanceo de ecuaciones por tanteo	133
Ejemplo	133
Reactivo limitante	134
Ejemplo	134

Reactivo en exceso	134
Conversión, o grado de finalización de una reacción	135
Grado de avance	136
Relación entre grado de avance y porcentaje de conversión	136
Ejemplo	137
Ejercicios resueltos	138
Ejemplo 1	138
Ejemplo 2	140
Ejemplo 3	142
Aplicaciones a la investigación	144
Resumen de claves teóricas	149
Para recordar	150
Problemas propuestos	150
Referencias	152
Lista de videos del tema	154
CAPÍTULO 8. Balances de materia con múltiples reacciones	155
Competencias específicas	155
Introducción	155
Tipos de reacciones múltiples	155
En serie	155
En paralelo	156
Grados de avance en reacciones múltiples	157
Ejemplo	157
Rendimiento	158
Selectividad	159
Solución de problemas con múltiples reacciones	159
Por especies atómicas	159
Balance por especies moleculares para múltiples reacciones	160
Problemas resueltos	161
Problema 1	161
Problema 2	162
Problema 3	163
Problema 4	166
Problema 5	169
Aplicaciones a la investigación	171
Resumen de claves teóricas	175
Para recordar	176
Problemas propuestos	177

Referencias	178
Lista de videos del tema	181
CAPÍTULO 9. Balances de materia con una reacción en procesos con recirculación y purga	183
Competencias específicas	183
Introducción	183
Observaciones	184
Relación entre conversión y grado de avance en un proceso con recirculación	184
Purga	184
Problemas resueltos	185
Problema 1	185
Problema 2	185
Problema 3	186
Balances en el reactor	187
Balances en el condensador	188
Balances en el punto de mezcla	188
Problema 4	189
Desarrollo	190
Balances en el reactor	190
Balances en el condensador	191
Balances en el punto de mezcla	191
Balances en el punto de derivación	192
Nota	193
Solución alternativa del ejemplo 4	193
Aplicaciones a la investigación	195
Resumen de claves teóricas	197
Para recordar	198
Problemas propuestos	198
Referencias	199
Video del tema	200
Balances de energía	201
CAPÍTULO 10. Introducción a los balances de energía sin reacción	203
Competencias específicas	203
Tipos de energía	203
Energía cinética	203

Energía potencial	203
Energía interna	204
Formas de transferencia de energía	204
Calor	204
Trabajo	204
Balance de energía de un sistema sin reacción química	205
Simplificaciones a la ecuación de balance de energía	206
Sistemas cerrados	206
Sistemas aislados	206
Sistemas abiertos en estado estacionario	206
Sistemas cerrados en estado estacionario	207
Tipos de procesos	207
Isocórico	207
Isobárico	207
Isotérmico	207
Adiabático	207
Otras simplificaciones	208
Entalpía	208
Tablas de vapor	208
Problemas resueltos	209
Problema 1	209
Problema 2	210
Problema 3	211
Problema 4	212
Problema 5	214
Resumen de claves teóricas	216
Para recordar	217
Problemas propuestos	217
Referencias	218
Lista de videos del tema	219
CAPÍTULO 11. Balances de energía con reacción química	221
Competencias específicas	221
Resumen teórico	221
Balance de energía para un proceso reactivo	222
Problemas resueltos	223
Problema 1	223
Balances de materia	225

Balance de energía	226
Problema 2	226
Problema 3	228
Resumen de claves teóricas	230
Para recordar 	230
Problemas propuestos	231
Referencias	233
Lista de videos del tema	233
Respuestas a ejercicios seleccionados	235
Respuestas a ejercicios seleccionados	237
Sistemas de unidades	237
Variables de proceso.	237
Mezclas de gases ideales	237
Mezclas gas – vapor	238
Balances en unidades simples	238
Operaciones en unidades múltiples	238
Balances con una única reacción	241
Balances con múltiples reacciones	241
Balances de materia con una reacción en procesos con recirculación y purga	241
Balances de energía sin reacción química	242
Balances de energía con reacción química	242
Índice analítico	243
Índice analítico	245

Lista de Figuras

Figura 1. Picnómetro de 2 mL	14
Figura 2. Manómetro de aguja	20
Figura 3. Rotámetro	26
Figura 4. Diagrama psicrométrico a 1 atm.	75
Figura 5. Representación de isotermas de bulbo seco y de saturación adiabática	76
Figura 6. Representación de las isolíneas de humedad relativa.	76
Figura 7. Diagrama psicrométrico para el ejercicio 3.....	81
Figura 8. Diagrama de flujo de una operación de mezclado	94
Figura 9. Planta de producción de concreto en EE. UU	95
Figura 10. Diagrama de flujo básico de una operación de separación .. (evaporación)	96
Figura 11. Secador de tambor rotatorio	96
Figura 12. Diagrama de bloques del problema de mezclado	98
Figura 13. Diagrama de bloques del problema de evaporación simple .	100
Figura 14. Diagrama de bloques del problema de secado en tambor rotatorio	102
Figura 15. Diagrama de bloques de un proceso con recirculación.	112
Figura 16. Diagrama de bloques de un proceso con derivación	112
Figura 17. Diagrama de flujo del problema de evaporador de triple ... efecto	113
Figura 18. Diagrama de bloques del problema de evaporación - cristalización con recirculación	116
Figura 19. Diagrama de bloques del problema de destilación en dos columnas.	119
Figura 20. Diagrama de bloques del proceso de obtención de hidrogeles	122

Figura 21. Diagrama de flujo del tren de evaporación de la Fundación Universidad de América.....	123
Figura 22. Diagrama de bloques para problema propuesto 4	125
Figura 23. Diagrama PFD fabricación de pinturas	126
Figura 24. Diagrama de bloque del ejemplo resuelto 3	142
Figura 25. Fotobiorreactor <i>airlift</i> para cultivo de microalgas a escala banco	145
Figura 26. Esquema general de reacciones en paralelo	156
Figura 27. Diagrama de bloque para el problema de oxidación parcial.	163
Figura 28. Diagrama de bloque para el problema propuesto 4	167
Figura 29. Diagrama de flujo del proceso de obtención de tensioactivo catiónico por el método sol - gel	172
Figura 30. Diagrama de bloques para el problema de síntesis de amoníaco sin purga	186
Figura 31. Diagrama de bloques para el problema de obtención de metanol con purga	189
Figura 32. Diagrama para la obtención de hidrogeles mediante la técnica de polimerización en suspensión	196
Figura 33. Esquema de recirculación de agua en el proceso	197
Figura 34. Diagrama de bloques para problema propuesto 2	199
Figura 35. Turbina a vapor	213
Figura 36. Diagrama para el problema resuelto 1	224
Figura 37. Diagrama para el problema resuelto 3	228

Lista de Tablas

Tabla 1.	Magnitudes fundamentales del Sistema Internacional (S. I.) .	7
Tabla 2.	Magnitudes derivadas de amplio uso	7
Tabla 3.	Algunas unidades de la densidad.	14
Tabla 4.	Unidades de la presión.	18
Tabla 5.	Principales características de las escalas de temperatura más importantes.	23
Tabla 6.	Equivalencias entre porcentajes de humedad en base húmeda y en base seca.	37
Tabla 7.	Algunos valores de la constante R de los gases ideales	46
Tabla 8.	Formas de la ecuación de estado de los gases ideales	46
Tabla 9.	Presión de vapor del agua a temperaturas de 20 a 30 °C	83
Tabla 10.	Trabajos de grado relacionados con vapores y anteriores a 2014 (FUA)	83
Tabla 11.	Grados de libertad del problema del evaporador de triple efecto	114
Tabla 12.	Grados de libertad del problema de evaporación - cristalización con recirculación	117
Tabla 13.	Grados de libertad del problema de destilación en dos columnas.	120
Tabla 14.	Resultados de flujos y composiciones en cada corriente. Problema resuelto 3.	120
Tabla 15.	Flujos máxicos en cada corriente. Problema propuesto 8.	127
Tabla 16.	Grados de libertad del ejemplo resuelto 3	143
Tabla 17.	Determinación de grados de libertad del problema de oxidación parcial	164
Tabla 18.	Resultados de flujos y composiciones finales. Problema 4.	169
Tabla 19.	Tesis de grado de la Fundación Universidad de América relacionadas con pirólisis, 2014-2018.	173

Tabla 20. Unidades y equivalencias más importantes de energía y potencia	206
Tabla 21. Propiedades fisicoquímicas de sustancias involucradas en problema 1	223
Tabla 22. Grados de libertad del problema resuelto 1.	224
Tabla 23. Propiedades fisicoquímicas de sustancias en problema propuesto 1.	231
Tabla 24. Propiedades fisicoquímicas de sustancias involucradas en problema propuesto 2	232

Prefacio

En todo proceso, ya sea industrial o no, se necesita cuantificar los requisitos de insumos para una determinada producción. Estos insumos pueden ser materiales o energéticos. Desde una sencilla receta de cocina se ve la relación entre una cantidad final y unas determinadas cantidades de ingredientes, así como también, en muchísimos casos, entre un tiempo y una temperatura de cocción (horneado o fritura). El transporte de sustancias es un proceso que requiere de mucha energía para el desplazamiento, del vencimiento de dificultades del terreno y demás. En la industria, el balance se hace imperativo desde la etapa del diseño mismo hasta la operación de una planta para mantener todas las variables que determinan la eficiencia del proceso dentro de los márgenes de control aceptables. Así mismo en la investigación, ya sea para innovar o mejorar tecnología, el consumo de materiales y energía requiere cuantificarse para todas las etapas del proceso y a todo nivel del desarrollo pretendido: escala laboratorio, planta piloto y a nivel industrial.

El curso de Balance de materia y energía se fundamenta en dos leyes o principios termodinámicos: la conservación de la materia y de la energía. Construye su andamiaje con los conceptos clave de la Química: estados de la materia, soluciones, estequiometría y termoquímica. Y se apoya en la Física y sus sistemas de unidades para expresar los valores de las diferentes propiedades físicas, aquí llamadas *variables de proceso*. No se puede desligar de otros cursos que aparecerán en el desarrollo del programa, como Mecánica de Fluidos, Equilibrio de Fases, Transferencia de Calor y de Masa. Y más adelante, otros cursos como los de Diseño también se apoyarán en las bases que acá se formen.

En este libro de la serie Apuntes de Clase: Balance de Masa y Energía, se pretende ofrecer una visión informal, clara, directa y sencilla de los principales temas del curso, sin extensiones en la teoría, sino con más énfasis en los ejercicios. En estos trato de explicar en detalle el procedimiento sin formalismos. Además, se muestran ejemplos de aplicaciones reales en investigaciones mono-

gráficas de pregrado y su programa *Semilleros*; en trabajos de posgrado publicados en la *Revista de Investigación*, y en documentos de los docentes. Herramientas de biblioteca como el Repositorio Institucional Lumieres registran y difunden estas propuestas en ámbitos locales y nacionales. Las investigaciones corresponden a Ingeniería Química, Ambiental, y de petróleo.

Finalmente, la interactividad vinculada a este libro por medio de la bibliografía de los capítulos o de notas al pie de página permite la virtualidad directa de este material. El objetivo de este libro es explicar de qué manera los temas del curso de pregrado Balance de Materia y Energía están integrados con los procesos de los grupos de investigación institucionales, o apoyan el desarrollo de los trabajos de grado de los programas de Ingeniería.

Espero que sea una lectura de interés y completa satisfacción, que brinde herramientas futuras para proyectos de investigación de pregrado y posgrado. Sus aportes como lector mejorarán y complementarán lo expuesto, porque la investigación es dinámica y multidisciplinar, así que abro las puertas a todos los comentarios a través de las redes sociales dispuestas al inicio del libro ¡Muchas gracias y muchos éxitos!

CAPÍTULO 1

Fundamentos

Repaso de álgebra

Ecuación algebraica

Es una representación matemática en la que *algo* es igual a *aquello*. Lo que está a la izquierda del signo igual es igual a lo que está a la derecha de ese signo. Por ejemplo:

$$x + 3 = 5$$

Significa que la suma de 3 con un número desconocido debe dar igual a lo que está al lado derecho, o sea, 5. Despejar una ecuación significa hallar el valor de la incógnita (a, b, x, y, z...), que hace que el lado izquierdo quede igual al lado derecho; encontrar el número que reemplace a la incógnita y satisfaga la ecuación. En el ejemplo anterior, se verifica que ese número que satisface la ecuación, es decir, que hace que el lado izquierdo *sea* igual lado derecho, es 2. Porque $2+3=5$.

En el siguiente ejemplo, se requieren más pasos para hallar el valor de la incógnita:

$$4x - 7 = 5$$

Primero, se pasa el -7 al otro lado, pero como está restando pasa a sumar, siempre pasa a hacer la operación contraria. (Recordar: la operación contraria de la suma es la resta, y viceversa; la operación contraria de la multiplicación es la división, y viceversa).

$$4x = 5 + 7$$

Se desarrolla:

$$4x = 12$$

Finalmente, el 4 que está multiplicando pasa a dividir al 12:

$$x = 12/4$$

Entonces,

$$x = 3$$

El valor de la incógnita que satisface la ecuación es 3. Porque: $4 \cdot 3 = 12$; y $12 - 7 = 5$; quedando $5 = 5$.

En los ejemplos anteriores se trabajó una ecuación con una sola incógnita y, además, lineal. El máximo grado (exponente) de la incógnita en la ecuación, es uno (1). Pero pueden presentarse casos de ecuaciones cuadráticas (sobre todo en balance de energía con reacción química); o de sistemas de múltiples ecuaciones con múltiples incógnitas.

Sistemas de ecuaciones lineales

Cuando se trabajan dos ecuaciones con dos incógnitas, se pueden emplear tres métodos de solución: sustitución, eliminación e igualación. Se explicará con el siguiente ejemplo, que no tiene que ver con balance de materia, pero sirve mucho para recordar el álgebra, al estilo de Baldor (1997).

Ejemplo de sistemas de ecuaciones lineales

Las edades de Pedro y Ana suman 30 años. Pero Ana tiene 10 años más que Pedro. ¿Cuáles son las edades de ambos?

Solución

Lo primero es escribir esas frases de lenguaje cotidiano en ecuaciones de lenguaje matemático. Para ello llamamos x a la edad de Pedro, mientras que y corresponde a la de Ana. La primera ecuación es la que representa la primera frase (siempre es mejor el desarrollo en orden):

$$x + y = 30$$

La suma de las edades es 30. O sea la edad de Pedro (x) más la edad de Ana (y) suman 30 años. Ahora, la segunda ecuación, que es la segunda frase:

$$y = x + 10$$

O sea, Ana tiene 10 años “más” que Pedro, es decir: a la edad de Pedro se le *suman* 10 para que dé la edad de Ana. Ya tenemos el sistema de ecuaciones. Ahora hay que resolverlo por alguna forma.

Sustitución

Se despeja una variable (incógnita) de alguna ecuación, y se sustituye o reemplaza en la otra. En este caso, la segunda ecuación ya tiene despejada la y . Entonces, el lado derecho de esa ecuación se sustituye en la primera ecuación, donde esté la y .

$$x + (x + 10) = 30$$

Y ahora se despeja como si fuera una sola ecuación con una sola incógnita, lineal:

$$x + x = 30 - 10$$

$$2x = 20$$

$$x = 10$$

Y, finalmente, esa variable, x , se reemplaza en la otra ecuación, la que tenía la y :

$$\begin{aligned}y &= 10 + 10 \\y &= 20\end{aligned}$$

Eliminación

Se ubican las ecuaciones una sobre la otra, en orden, que la misma variable vaya en una misma columna.

$$\begin{aligned}x + y &= 30 \\-x + y &= 10\end{aligned}$$

Si hay necesidad se multiplica alguna ecuación por un número tal que haga que se pueda eliminar una variable, al sumar las dos ecuaciones. En este caso no hay necesidad, porque dio (1) y (-1) para la x , entonces, al sumar quedaría:

$$\begin{aligned}2y &= 40 \\y &= 20\end{aligned}$$

Y luego, igual que en el método anterior, se reemplaza la y en la otra ecuación. $X=10$

Igualación

Se despeja la misma incógnita en ambas ecuaciones y se igualan los lados derechos de ambas expresiones.

$$\begin{aligned}x &= 30 - y \\x &= y - 10\end{aligned}$$

Entonces:

$$30 - y = y - 10$$

$$30 + 10 = y + y$$

$$40 = 2y$$

$$y = 20$$

Como ven, cualquiera de los tres métodos debe dar el mismo resultado, $x=10$; $y=20$. Ahora hay que volver a traducir las expresiones matemáticas en lenguaje cotidiano para dar clara respuesta al problema. No basta con resolver las ecuaciones, sino que hay que entender lo que se obtuvo.

Respuesta y análisis

Ana tiene 20 años. Pedro tiene 10 años. La suma de sus edades da 30 años ($20+10$). Y Ana tiene 10 años más que Pedro, claro, porque $10+10=20$.

En caso de que el sistema sea de tres ecuaciones con tres incógnitas, se puede resolver por el método de Gauss, eliminación de Gauss - Jordan o la regla de Cramer. Cuando sea necesario se aplicarán en este libro, detallando los métodos paso a paso.

Sistemas de unidades

Se debe aclarar que en este curso se van a manejar los sistemas absolutos de unidades, en los que se considera la fuerza como magnitud derivada y la masa como magnitud fundamental.

Un sistema es un conjunto ordenado de elementos que sirve para un fin. Por ejemplo, el sistema circulatorio humano, que consta de corazón, venas, arterias y vasos capilares sirve para transportar la sangre con los componentes necesarios para el buen funcionamiento del cuerpo humano. Así, un sistema de unidades es un conjunto de magnitudes con sus correspondientes unidades y equivalencias, que sirven para expresar medidas de diferentes cantidades o dimensiones físicas.

Desde que el hombre comenzó a indagar sobre la naturaleza que lo rodea, o desde que vio la necesidad de comunicarse con otros también tuvo que expresar cantidades, de alimentos, de tiempo, de distancia, etc. Y con el paso del tiempo se vio obligado a ordenar esas medidas, establecer patrones y usar equivalencias para comparar sus medidas con las de otras personas en diferentes lugares. Poco a poco, ya por la fuerza o por acuerdo, unos sistemas fueron desapareciendo y se seleccionaron los más convenientes. En la bibliografía se muestran algunas fuentes donde se puede encontrar la historia de estos sistemas de unidades.

Hoy en día se usan con más frecuencia el Sistema Inglés (Imperial) y el Sistema Internacional (ver tabla 1). Aquí vale la pena aclarar que en este curso prevalece el Internacional por ser de uso más sencillo. A continuación, se explican los términos más comunes de estos sistemas:

- Magnitudes fundamentales de los sistemas absolutos: Longitud (L), Masa (M), Tiempo (T), Temperatura (θ), Cantidad de sustancia (N), Intensidad de corriente (I), Intensidad lumínica (J).
- Magnitudes derivadas (algunas): Densidad (ρ), Volumen (V), Fuerza (F), Velocidad (v), Aceleración (a), Presión (p), Energía (E), Potencia (P), Viscosidad absoluta (μ), Viscosidad cinemática (ν); entre otras.

La unidad (base) de cada magnitud generalmente se corresponde con el patrón que se establece y conserva en condiciones estrictas en oficinas del *Bureau International des Poids et Mesures*¹, organización no gubernamental con sede en Francia, que vela por la estandarización de sistemas de medidas. Los múltiplos son medidas mayores al patrón. Los submúltiplos son medidas menores (Henley y Rosen, 1973).

1 Para más información consulte en <https://www.bipm.org/en/about-us/role.html>

Tabla 1. *Magnitudes fundamentales del Sistema Internacional (S. I.)*

Magnitud	Unidad fundamental	Múltiplos	Submúltiplos
Longitud	Metro (m)	Decámetro (Dam) = 10 m	Decímetro (dm) = 0,1 m
		Hectómetro (Hm) = 100 m	Centímetro (cm) = 0,01 m
		Kilómetro (Km) = 1000 m	Milímetro (mm) = 0,001 m
		Megámetro (Mm) = 10^6 m	Micrómetro (μ m) = 10^{-6} m
		Gigámetro (Gm) = 10^9 m	Nanómetro (nm) = 10^{-9} m
Masa	Kilogramo (kg)	Tonelada métrica (Ton) = 10^3 kg	gramo (g) = 0,001 kg
Tiempo	Segundo (s)	Minuto (min) = 60 s	Décimas = 0,1 s
		Hora (h) = 3600 s	Centésimas = 0,01 s
		Día (día) = 86400 s	Milésimas = 10^{-3} s
Temperatura	Kelvin (K)		
Cantidad de sustancia	Mol (N)	Kilogramo - mol (kg-mol)	Miligramo mol (milimol) = 10^{-3} mol
Cantidad de corriente	Ampere (A)		

Nota. En el Sistema Internacional los prefijos tienen un significado que se corresponde con una potencia de 10, en muchos casos. Así, por ejemplo, deca significa 10 y corresponde a diez veces la unidad patrón; kilo, significa mil, y así sucesivamente.

En la tabla 2 se presentan algunas de las magnitudes derivadas más usadas.

Tabla 2. *Magnitudes derivadas de amplio uso*

Magnitud	Sistema Internacional	Sistema Inglés
Velocidad	m/s, (km/h)	pie/s
Volumen	m ³ , (L)	pie ³
Densidad	kg/m ³ , (g/cm ³ =g/mL)	lbm/ pie ³
Fuerza	Newton, N	Libra fuerza, lbf
Presión	Pascal, Pa	psi
Energía	Joule, J	lbf-pie
Viscosidad absoluta	Pa *s	lbf/pie ² * s
Viscosidad cinemática	m ² /s	pie ² /s
Potencia	Watts, W	lbf - pie /s Btu
Flujo volumétrico	m ³ /s, (L/min)	pie ³ /s galón / minuto (gpm)

Ejercicios resueltos

Ejercicio 1

Convertir 36 km/h a m/s y pie/s.

Solución

Aplicando los factores de conversión:

$$36 \frac{km}{h} * \frac{1000 m}{1 km} * \frac{1 h}{3600 s} = 10 \frac{m}{s}$$

$$10 \frac{m}{s} * \frac{1 ft}{0,3048 m} = 32,8 \frac{ft}{s}$$

Ejercicio 2

Un tanque cilíndrico tarda 1 hora y 15 minutos en desocuparse. Suponiendo que su altura es 3 m y su diámetro 170 cm, determine el flujo volumétrico de salida, en condiciones ideales, en unidades oficiales y en L/min.

Solución

Aplicando la fórmula de volumen de un cilindro:

$$V = A * h = \pi r^2 h = \frac{\pi D^2 h}{4}$$

$$V = \pi * 3 m * [170 cm * (1 m/100 cm)]^2 / 4 = 6,8 m^3$$

Ahora, la fórmula de caudal, o su definición, caudal es volumen sobre tiempo:

$$Q = V / t$$

Donde el tiempo debe estar en segundos,

$$Q = \frac{6,8 \text{ m}^3}{\left[\left(1 \text{ h} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}}\right) + \left(15 \text{ min} * \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}\right) \right]} = 0,0151 \text{ m}^3/\text{s}$$

Y en otras unidades:

$$0,00151 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * \frac{60000 \frac{\text{L}}{\text{min}}}{\frac{1 \text{ m}^3}{\text{s}}} = 90,67 \text{ L/min}$$

Ejercicios propuestos de sistemas de unidades

- Por un tubo de diámetro interior 2 pulgadas fluye 1 L de agua (densidad: 1 kg/L), con una velocidad de 8 ft/s.
 - ¿Cuánta energía cinética en J tiene el agua?

$$(\rho = m/V) \quad (E_k = \frac{mu^2}{2})$$

- ¿Cuál es la velocidad de flujo volumétrico en gal/min?

$$(Q = A * u ; A = \frac{\pi}{4} D^2)$$

Tome los galones como galones americanos, donde 1 galón americano equivale a 3,785 L o 0,133681 pies cúbicos.

2. Determine la masa, en kg, y el peso del aire, en N, contenido en una habitación cuyas dimensiones son 6 m X 6 m X 8 m. Asuma la densidad del aire como 1,184 kg/m³ a unos 25°C, según Çengel y Cimbala (2018).
3. La forma de un vaso de precipitados se puede aproximar a la de un cono circular de diámetro 7 pulg y alto 10 pulg. Cuando se llena con líquido, pesa 70 onzas. Cuando está vacío, pesa 15 onzas. Estimar la densidad del líquido en unidades oficiales del sistema inglés, o anglosajón. Busque la fórmula del volumen del cono circular.
4. La ecuación original para el coeficiente de transferencia de calor por convección en cierta geometría específica es:

$$h = 0,5 \left(\frac{\Delta T}{D} \right)^{0,25}$$

Con h en J / (h m² K), ΔT en K y D en m. Determine las unidades en el sistema internacional del coeficiente 0,5.

5. Convierta la capacidad calorífica del agua a 20°C de 4,182 kJ/kg K a Cal/kg °C, donde 1 Cal = 1000 calorías. Una diferencia de 1 K equivale a una diferencia de 1 °C. Convierta también a Btu/lbm°F, recordando que una diferencia de 1,8 °C equivale a una diferencia de 1 °F.
6. Convierta la constante universal de los gases ideales de 10,73159 psia * pie³ / (lb-mol*°R) a mmHg*L / (mol *K), teniendo en cuenta que 760 mmHg equivalen a 14,7 psia; 1 lb-mol equivale a 453,6 mol. y una diferencia de 1 °R equivale a una diferencia de 1,8 K. Busque la equivalencia entre pies cúbicos y litros.
7. Indique cuáles de las siguientes expresiones están mal escritas:

- (a) 30 kg/kg-mol (b) 0,02 L/s (c) 500 Pas (d) 0,5 Pa*s
 (e) 1,3E3 seg (f) 50 Kw

Conceptos básicos de química

Mol

Es una cantidad de sustancia equivalente al número de Avogadro, es decir $6,022 \cdot 10^{23}$ unidades. En Química estas unidades corresponden a átomos, moléculas o iones. A su vez, cuando se tiene la masa de un elemento en gramos, habrá un mol de átomos. Si se trata de la masa de un compuesto, expresada en gramos, también equivaldrá a un mol de moléculas. Pero también se aplica con masa en kilogramos, en cuyo caso se tratará de kilogramos – mol, o simplemente kilo-mol (kmol); o en cualquier otra unidad de masa, tendrá su correspondiente cantidad en moles en las unidades equivalentes. Por ejemplo, 12 kilomoles de carbono (masa atómica 12) tendrán una masa de 12 kg. Pero 12 ton-mol de carbono tendrán una masa de 12 toneladas.

Reacciones y ecuaciones químicas

Cuando se transforman unas sustancias para obtener otras, se habla de un proceso químico, o reacción química. La naturaleza interna de esas sustancias se altera o reorganiza, de forma que sus propiedades físicas cambian también como las químicas. Hay que tener en cuenta que los elementos no se modifican, ya que esto correspondería a reacciones nucleares que no se verán en este curso, sino que se reorganizan los enlaces entre ellos, para dar lugar a nuevas moléculas o a la liberación de elementos puros con estas (Raymond, 2002).

La expresión matemática o fórmula que representa una reacción química es una ecuación química. En ella se observan los reactivos, productos e incluso algunas condiciones particulares del proceso, como pueden ser los estados (sólido, líquido, gaseoso, o en disolución), temperatura o presión. También informa si el proceso se realiza en condición de equilibrio o es irreversible. El balance o ajuste de una ecuación química es la parte que interesa en este curso; no la forma como se desarrollan las reacciones (cinética).

Disoluciones

Es el verdadero nombre de lo que comúnmente se conoce como *soluciones*. El término hace referencia a la mezcla homogénea, es decir cuyas propie-

dades son iguales sin importar en qué zona de esta se analicen, de dos o más sustancias, donde una sustancia cumple la función de medio donde se disuelve o difunde la otra u otras. La definición de soluto o solvente (disolvente) es para el caso de dos sustancias, donde una se encuentra en menor cantidad, soluto; mientras que la otra es el componente mayoritario; disolvente. El aire es el caso típico de disolución gaseosa, donde el nitrógeno actúa como disolvente del oxígeno, dióxido de carbono y otras sustancias (Timberlake, 2013).

No en todas las disoluciones hay reacción química. Esto es verificable cuando se separan los componentes de esta y se observa que siguen teniendo las propiedades originales. Por ejemplo, una mezcla homogénea de agua y sal no es reactiva. Se puede separar el agua de la sal por medio de evaporación con condensación posterior al vapor de agua; el agua seguirá teniendo sus mismas propiedades, así como la sal que permanezca en el recipiente inicial. En este curso se tratarán inicialmente las disoluciones para explicar los términos de concentración, mientras que en estequiometría se presentarán algunas reacciones que ocurren en disoluciones.

Referencias

- Baldor, A. (1997). *Álgebra*. 3ª. Ed. Compañía Cultural Editora y Distribuidora de Textos Americanos.
- Cengel, Y.A., & Cimbala, J. M. (2018). 4ª. Ed. *Mecánica de fluidos: Fundamentos y aplicaciones*. McGraw-Hill Interamericana.
- Raymond, C., y College, W. (2002). *Química general*. 7ª. Ed. McGraw-Hill / Interamericana de México. <https://digitallibrarystudyapp.files.wordpress.com/2016/09/quimica-general-raymond-chang.pdf>
- Timberlake, K. C. (2013). *Química general, orgánica y biológica: estructuras de la vida* (No. 540 T583qu). Pearson.

Video relacionado con el tema

Sistemas de unidades

<https://youtu.be/rWsAltzkH8A>

CAPÍTULO 2

Variables de proceso

Competencias específicas

- Conocer la definición de variables de proceso y su importancia
- Distinguir las principales variables de proceso
- Expresar medidas de algunas de estas variables
- Identificar las variables de proceso más importantes para un proceso investigativo

¿Qué son las variables de proceso?

Dentro de una planta química existen varias **unidades** (o partes del proceso). En algunas unidades existen solo cambios físicos en las sustancias, lo que se conoce como operaciones unitarias. En otras se dan cambios químicos o de la naturaleza de la sustancia. En estas se dice que hay **procesos químicos**. En general, ambos tipos de unidades se llaman **unidades de proceso**. Estas pueden tratar el alimento o materia prima. Luego aparecen otras unidades en las cuales se realiza una operación unitaria o una reacción química con esa materia prima para obtener un determinado producto, a la salida. Finalmente, el producto debe purificarse y adecuarse para su distribución, por medio de otras operaciones unitarias. En el diseño y control de esas unidades, se tienen en cuenta variables de proceso tanto a la entrada como a la salida de cada una. Estas variables pueden ser temperatura, presión, flujo másico, composición, etc.

Volumen específico

Corresponde al volumen por unidad de masa de una sustancia, al volumen que ocupa una determinada cantidad de sustancia. Se mide en m^3/kg , en el Sistema Internacional de Unidades. En el caso de sólidos el volumen específico es independiente de la temperatura y la presión. Su valor se puede encontrar en

tablas para sustancias conocidas. Las densidades de los gases varían mucho con la temperatura y la presión, por ende, su densidad también.

Densidad

Corresponde a la masa que se encuentra por unidad de volumen de una sustancia. Es el inverso del volumen específico, por tanto, es mayor en sólidos y menor en gases. La densidad de los sólidos y líquidos varía con la temperatura, no con la presión (Himmelblau, 1997). En la tabla 3 se muestran las unidades más usadas para expresar la densidad.

Tabla 3. *Algunas unidades de la densidad*

Sistema Internacional	Sistema Imperial (inglés)	Sistema C. G. S.
kg / m^3	$\text{lbm} / \text{pie}^3$	g/cm^3

La densidad de los líquidos se puede determinar por medio de un picnómetro (figura 1). Dicho instrumento de vidrio, calibrado, se pesa vacío, y luego con el líquido, totalmente lleno. Luego, se resta el peso lleno del peso vacío y se divide entre el volumen calibrado del picnómetro. Los más comunes son de 2 y de 25 mL.

Figura 1. *Picnómetro de 2 mL*



Nota. Imagen tomada de: https://es.m.wikipedia.org/wiki/Archivo:Pycnometer_full.jpg. Autor: Slas-hme. Licencia de dominio público.

Densidad relativa o gravedad específica (G)

Para sólidos y líquidos corresponde a la densidad de la sustancia dividida entre la densidad o el peso específico del agua a 4 °C tomada como referencia. Para el caso de gases, se divide con respecto a la densidad del aire a 20 °C y a 1 atmósfera de presión absoluta..

- Densidad relativa de sólidos y líquidos:

$$G = \frac{\rho_i}{\rho_{H_2O, 4^\circ C}}$$

- Densidad relativa de gases:

$$G = \frac{\rho_i}{\rho_{Aire, 20^\circ C}}$$

Esta variable no tiene unidades; sin embargo, hay varias escalas según el tipo de sustancias por manejar, en las cuales la gravedad específica de algunos líquidos se mide en grados. A continuación, se describen algunas de estas escalas.

Escala Baumé. Se emplea, en mayor medida, para soluciones de ácidos y bases en algunas industrias químicas. Tiene dos versiones, una para líquidos más ligeros que el agua y otra para líquidos menos ligeros o más “pesados” que el agua.

- Para soluciones más ligeras que el agua:

$$^\circ B\acute{e} = (140 / G) - 130$$

- Para soluciones más pesadas que el agua.

$$^\circ B\acute{e} = 145 - (145 / G)$$

Escala API. También llamada *grados API*. Es la escala de gravedad específica adoptada por el Instituto Americano del Petróleo. Teniendo en cuenta que la gran mayoría de los productos derivados del petróleo son más ligeros que el agua, la única escala corresponde a:

$$^\circ API = (141,5/G) - 131,5$$

Escala BRIX. Muy usada en la industria de alimentos, especialmente en jugos y productos azucarados (Santana y Cubillos, 2016). Expresa el porcentaje en peso de azúcar en una solución acuosa.

$$^{\circ} \text{Brix} = (400/G) - 40$$

Un grado Brix corresponde a 1 % en masa de azúcar. Por otra parte, hay instrumentos que correlacionan otras propiedades con los grados Brix, por ejemplo, el índice de refracción. En la siguiente dirección encuentra más información sobre el uso de instrumentos como hidrómetros, picnómetros y refractómetros para medir grados Brix: <https://www.mt.com/es/es/home/perm-lp/product-organizations/ana/brix-meters.html>

Acceso directo a más información sobre densidades de sustancias puras

Información del *Manual del ingeniero químico*, de Perry, acceso por medio de *Access Engineering* de la Fundación Universidad de América.



<https://ezproxy.uamerica.edu.co:2056/content/book/9780071834087/toc-chapter/chapter2/section/section1>

Ejemplo de densidad, volumen específico, densidad relativa y escalas

Determine la densidad, el volumen específico, la densidad relativa y grados API de un hidrocarburo líquido que pesa 56 onzas y ocupa un volumen de 115,45 plg³. Exprese sus respuestas en unidades oficiales, donde sea necesario.

Solución

Primero hay que convertir a unidades del Sistema Internacional:

$$56 \text{ onzas} * 1 \frac{\text{kg}}{35,27} \text{ onzas} = 1,5875 \text{ kg}$$

$$115,45 \text{ plg}^3 * 1 \text{ m}^3 / 61023,74 \text{ plg}^3 = 0,001892 \text{ m}^3$$

Ahora, aplicando la definición de densidad:

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{1,5875 \text{ kg}}{0,001892 \text{ m}^3} = 839,09 \text{ kg/m}^3$$

Ahora el volumen específico, es decir, el inverso de la densidad:

$$v = \frac{1}{\rho}$$

$$v = \frac{1 \text{ m}^3}{839,09 \text{ kg}} = 0,0012 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Ahora la densidad relativa, teniendo en cuenta que es un líquido:

$$G = \frac{\rho_i}{\rho_{H_2O,4^\circ C}} = \frac{839,09}{1000} = 0,84$$

Y con base en la densidad relativa, se calculan los grados API:

$$^\circ API = (141,5/G) - 131,5$$

$$^\circ API = \left(\frac{141,5}{0,84} \right) - 131,5 = 36,9^\circ$$

Presión (P)

Se puede definir como la fuerza que ejerce un fluido sobre una unidad de área, de manera perpendicular a ésta. Se mide en: Pa (N/m²), atmósferas, mmHg, psi. En la tabla 4 se mencionan algunas unidades para medir la presión, con su definición.

Tabla 4. *Unidades de la presión*

	Sist. Internacional	Sist. Imperial (inglés)	Uso común	Presión barométrica	Otras unidades
Unidades	Pa	psi	atm	mmHg	Torr, plgHg
Definición	$(\text{N}/\text{m}^2) = (\text{kg}/\text{ms}^2)$	$(\text{Lbf}/\text{plg}^2)$	1 atm = 101325 Pa = 14,7 psi	1 atm = 760 mmHg	

Así mismo, existen dos formas de expresar la presión, cuya diferencia está en la referencia que se usa para medirla. A continuación, se detallan.

Presión absoluta. Esta escala toma como referencia el vacío absoluto, en el cual se asume que no hay presión debido a que no hay partículas que choquen unas con otras. Se calcula como la suma de las presiones manométrica y atmosférica, y por ello nunca puede tomar valores negativos, ya que la presión manométrica no podrá ser inferior a una atmósfera de vacío.

$$P_{abs} = p_{man} + p_{atm}$$

Presión manométrica. Esta escala fija como referencia la presión atmosférica local. Puede ser negativa si su valor es inferior a la presión atmosférica local (presión de vacío) o positiva, si está por encima de la presión atmosférica local. Cuando la presión manométrica es de vacío, la presión absoluta será igual a la presión atmosférica menos la presión manométrica de vacío. La presión manométrica de un fluido se puede asociar con el peso (mg) por unidad de área (A) que ejerce dicho fluido.

$$P = \frac{W}{A}$$

Pero el peso es igual a la masa por la aceleración de la gravedad

$$P = \frac{mg}{A}$$

Y la masa se puede expresar en función de la densidad por el volumen

$$P = \frac{\rho V g}{A}$$

Como es una columna, su área es constante, lo que varía es la altura. De esta forma, el volumen se reemplaza por área A por altura z

$$P = \frac{\rho A g z}{A}$$

Se cancelan las áreas porque son iguales, y queda la siguiente expresión para la presión manométrica de un fluido:

$$P = \rho g z = \gamma z$$

En esta ecuación, ρ es la densidad del líquido; g es la aceleración de la gravedad; z es la altura de la columna de líquido; γ es el peso específico del líquido (igual al producto de la densidad por la gravedad).

El instrumento más usado para medir la presión manométrica, se llama *manómetro* (figura 2). El más común es el manómetro diferencial o en U, el cual es un tubo doblado en U cuyos extremos están conectados a dos puntos de una misma tubería. El manómetro de extremo abierto es aquel que tiene un extremo abierto a la atmósfera y el otro conectado a un equipo. También existe la posibilidad de conectar cada extremo a diferentes tuberías por donde circulan distintos líquidos. Dentro del tubo manométrico hay un líquido manométrico inmisible con el fluido para medir, que por efecto de la presión del fluido sube o baja en las dos ramas del tubo en U.

Figura 2. Manómetro de aguja



Nota. Imagen tomada de: <https://openclipart.org/detail/26252/homebrewing-manometer> Autor: stefanolmo - uploaded on May 26, 2009, 12:29 pm. Licencia: Cada artista en Openclipart libera todos los derechos para las imágenes que ellos comparten en Openclipart.

Presión atmosférica. Como tal no es una escala, sino un valor que se puede tomar como la presión promedio en una determinada época del año (varía según factores climatológicos) o medir con un barómetro, el cual consiste en un instrumento que relaciona la altura de una columna de mercurio con la presión atmosférica local respecto al vacío. Cuando no se tenga el dato para resolver un problema, se puede asumir el valor estándar, correspondiente a 101325 Pa (14,7 psia). Solo con fines académicos.

Ejemplos resueltos de presión

Ejemplo 1

Un gas encerrado en un globo expandible ejerce una presión absoluta de 200 000 Pa. Si el área de un pequeño orificio que se hace a propósito es de 1 mm², ¿con qué fuerza saldrá el gas? Si se sabe que la densidad del gas es 2 kg/m³, y que el volumen del globo inflado es 30 cm³, ¿con qué aceleración saldrá disparado el gas por el orificio?

Solución

Este ejercicio tiene dos partes, primero hay que hallar la fuerza, por la definición de presión.

$$p = \frac{F}{A} \rightarrow F = pA$$

$$F = 200000 \text{ Pa} * (1 \text{ mm}^2 * \frac{1 \text{ m}^2}{10^6 \text{ mm}^2})$$

$$F = 0,2 \text{ N}$$

Ahora, hay que calcular la masa de gas en el globo:

$$m = \rho V$$

$$m = 2 \text{ kg/m}^3 * 30 * 10^{-6} \text{ m}^3$$

$$m = 6 * 10^{-5} \text{ kg}$$

Y finalmente, por la bien conocida fórmula de , se despeja la aceleración:

$$a = \frac{F}{m}$$

$$a = \frac{0,2 \text{ N}}{6 * 10^{-5} \text{ kg}}$$

$$a = 3333,3 \text{ m/s}^2$$

Respuesta

La aceleración con la que sale disparado el gas, por el orificio realizado en el globo es 3333,3 m/s². Como se ve, basado en esa alta presión, y dado que es un gas, cuya densidad es tan baja, la aceleración con la que sale por ese pequeño orificio es demasiado alta.

Ejemplo 2

La presión absoluta en el fondo de un tanque lleno que contiene una mezcla de densidad relativa 0,8 es 150 kPa. Sabiendo que la presión atmosférica en ese lugar es 0,9 bar; determine la profundidad del tanque en m. Suponga una temperatura de 20 °C.

Solución

Primero se despeja la presión manométrica de la fórmula para la presión absoluta, tomando el dato de la presión atmosférica local.

$$\begin{aligned}
 P_{abs} &= p_{man} + p_{atm} \\
 P_{man} &= p_{abs} - p_{atm} \\
 P_{man} &= 150 \text{ kPa} - 0,9 \text{ bar} * \left(\frac{100 \text{ kPa}}{1 \text{ bar}}\right) \\
 P_{man} &= 60 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

Ahora, se parte de este valor de presión manométrica para despejar, con base en su definición, el valor de la altura o profundidad z .

$$\begin{aligned}
 P &= \rho g z \\
 z &= P / \rho g
 \end{aligned}$$

La densidad del líquido es igual a su densidad relativa por la densidad del agua. Como la temperatura es baja, la densidad del agua es aproximadamente: 1000 kg/m³.

$$\begin{aligned}
 \rho_1 &= 0,8 * 1000 \text{ kg/m}^3 \\
 \rho_1 &= 800 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

De manera que la altura será:

$$z = \frac{60 \text{ kPa} * \left(\frac{1000 \text{ kPa}}{1 \text{ kPa}}\right)}{800 \text{ kg/m}^3 * 9,8 \text{ m/s}^2} = 7,65 \text{ m}$$

Temperatura

Se podría considerar como la “fuerza” impulsora de la transferencia de calor; el diferencial de temperatura específicamente. Se emplean diferentes instrumentos para medirla, por ejemplo: termómetros, termopares y pirómetros. Cada uno de ellos usa un método de transferencia de calor, como principio de medición. Se expresa en escalas absoluta y relativa, tanto para el Sistema de Unidades Internacional como para el Sistema inglés. En la tabla 5 se muestran las características más importantes de las cuatro escalas más usadas en la industria para expresar las medidas de esta variable. Tenga en cuenta que los puntos de fusión y de ebullición, que se usan para elaborar estas escalas, corresponden a los del agua pura. Y la amplitud corresponde a la diferencia entre esos dos puntos dividida en 100 partes, por tanto, las escalas inglesas (absoluta y relativa) tienen mayor amplitud o distancia entre esos dos puntos.

Tabla 5. Principales características de las escalas de temperatura más importantes

	Celsius, (°C)	Kelvin, (K)	Fahrenheit, (°F)	Rankine, (°R)
Valor inicial	-273,15	0	-459,67	0
Punto de fusión agua	0	273,15	32	491,67
P. de ebullición agua	100	373,15	212	671,67
Amplitud	1	1	1,8	1,8

Teniendo en cuenta la amplitud de las escalas, se formulan las siguientes equivalencias entre intervalos (incrementos o decrementos) de temperaturas:

$$\Delta T (K) = \Delta T (°C)$$

$$\Delta T (°R) = \Delta T (°F)$$

$$\Delta T (°R) = 1,8 * \Delta T (K)$$

Estas equivalencias de intervalos son las que se usan para convertir estas unidades cuando aparezcan en alguna ecuación, por ejemplo, en las relacionadas con el flujo de calor, como se verá en la sección respectiva. Cuando se necesite cambiar una medida, es decir un valor, se usarán los siguientes factores de conversión:

$$K = ^\circ C + 273,15$$

$$^\circ F = (^\circ C * 1,8) + 32$$

$$^\circ R = ^\circ F + 459,67$$

Comúnmente, se redondea 459,67 a 460 en la última ecuación. No se escriben las ecuaciones inversas. Se deja como tarea que despejen y formulen.

Ejemplo

Por un intercambiador de calor se hace circular cierta solución que sufre un aumento de 50 °C en su temperatura entre la entrada y la salida. (a) Convierta ese incremento de temperatura en las demás unidades vistas. (b) Si la solución entró con una temperatura de 25 °C, ¿cuál será la temperatura de salida en Fahrenheit, Rankine y Kelvin?

Solución

Parte (a). Aplicando las equivalencias para los intervalos de temperatura $\Delta T (^\circ C) = \Delta T (K)$, $\Delta T (^\circ R) = 1,8 * \Delta T (K)$ y $\Delta T (^\circ F) = 1,8 * \Delta T (^\circ C)$ quedan los siguientes valores:

$$\Delta T (K) = 50 K$$

$$\Delta T (^\circ R) = 90 ^\circ R$$

$$\Delta T (^\circ F) = 90 ^\circ F$$

Parte (b). Se halla la T_2 por:

$$T_2 = T_1 + \Delta T$$

Y luego, por medio de los factores de conversión se halla el valor de esa temperatura en los otros sistemas de unidades.

$$T_2 = 75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 348,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 167 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 626,7 \text{ } ^\circ\text{R}$$

Velocidades de Flujo

En la industria petrolera y en la mayor parte de industrias químicas grandes (salvo la farmacéutica y cosmética), se operan los procesos de manera continua, es decir: en todo momento entran y salen materias primas y productos. Esto implica conocer la velocidad de producción o de las diferentes corrientes, y estas se pueden expresar de tres formas, principalmente:

Flujo másico (\dot{m}). Corresponde a la masa de sustancia (materia prima, residuos, producto) que fluye por unidad de tiempo. Se usa mucho con el transporte de sólidos o para expresar la producción a gran escala de procesos industriales.

$$\dot{m} = \frac{m}{t}$$

En dicha ecuación m , es la masa y t el tiempo. Sus unidades en el Sistema Internacional son: kg/s, aunque también se pueden utilizar: ton/h, ton/día, g/s. En el Sistema Inglés la unidad oficial es lbm/s.

Flujo volumétrico (Q). También llamado *caudal*. Es el volumen de sustancia transportado por unidad de tiempo. Se usa mucho para el transporte de fluidos (líquidos y gases). En la figura 3 se muestra un rotámetro, instrumento de laboratorio usado para medir caudal de líquidos, donde el elemento sensor se calibra de acuerdo con el fluido al que se le vaya a medir el caudal.

$$\dot{V} = \frac{V}{t}$$

Aquí, V es el volumen. Se sabe que el volumen generalmente se puede expresar como: $V = Az$. En la que A es área y z es altura (o longitud si el conducto de transporte está ubicado de forma horizontal), entonces queda otra ecua-

ción para calcular el flujo volumétrico, en función de la velocidad. En la figura 3 la velocidad (u), es igual a la altura, o longitud, recorrida por unidad de tiempo y el caudal será igual a:

$$\dot{V} = uA$$

Figura 3. Rotámetro



Nota. Imagen tomada de: https://es.m.wikipedia.org/wiki/Archivo:Caudal_Area_Variable_Rotametro_V3.JPG. Autor: Cmarcante. Licencia: Documentación Libre GNU. Versión 1.2

La unidad oficial del caudal en el Sistema Internacional es: m^3/s ; aunque se utiliza mucho el L/min y también m^3/h . Y en el Sistema Inglés el ft^3/s ; con un uso frecuente del galón por minuto (gpm).

Relación entre flujo másico y flujo volumétrico. Si se tiene en cuenta que la densidad es igual al cociente entre la masa y el volumen de una sustancia, también se puede expresar como el cociente entre el flujo másico y el flujo volumétrico de dicha sustancia, así:

$$\rho = \frac{\dot{m}}{\dot{V}}$$

De tal forma que el flujo másico es el producto del flujo volumétrico por la densidad de la sustancia, o el producto de la densidad por la velocidad de flujo, por el área de la sección transversal por donde fluye dicha sustancia.

$$\dot{m} = \rho \dot{V} = \rho u A$$

Flujo molar: Equivale a los moles de sustancia (n) transportados por unidad de tiempo (t).

$$\dot{n} = \frac{n}{t}$$

Su unidad oficial en el Sistema Internacional es mol/s. Se usa también su múltiplo: kg-mol/s, que equivale a 1000 mol/s. En el Sistema Inglés se usa el lb-mol/s, que equivale a 453,6 mol/s o a 0,4536 kg-mol/s. Esta variable se aplica con mayor énfasis en balances con reacción química y en balances de energía. Así mismo, para operaciones con gases y mezclas de gases y vapores.

Relación entre flujo másico y flujo molar. Como se recordó en la sección de fundamentos, el mol es la cantidad de sustancia cuya masa es igual a la masa atómica de dicha sustancia, pero expresada en gramos. Matemáticamente, esto significa:

$$n = \frac{m}{M}$$

En la que m es la masa real de la sustancia y M es la masa molar de dicha sustancia. De tal manera que la relación entre el flujo másico y el flujo molar es:

$$\dot{n} = \dot{m}/M$$

Algo para recordar es que las unidades del flujo másico deben corresponder con la unidad de masa molar. Si se trabaja el flujo másico en kg/s, la masa molar debe expresarse en kg/kg-mol. De esta manera el flujo molar quedaría en kg-mol/s. En los ejercicios resueltos esto quedará aclarado.

Ejemplos

Ejemplo 1

Un reactor se alimenta con un flujo molar de 200 mol/s de C_2H_4 . Convierta este a flujo másico en kg/s, kg/h y ton/h.

Solución

El flujo másico se halla multiplicando el flujo molar por la masa molar. La masa molar del etileno es 28 g/mol. Entonces:

$$\dot{m} = \dot{n} * M = 200 \frac{\text{mol}}{\text{s}} * 28 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 5600 \frac{\text{g}}{\text{s}}$$

Y luego se convierte a las unidades solicitadas:

$$\begin{aligned} 5600 \frac{\text{g}}{\text{s}} * \frac{1 \text{kg}}{1000 \text{g}} &= 5,6 \text{ kg/s} \\ 5,6 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{3600 \text{s}}{1 \text{h}} &= 20160 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \\ 20160 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ton}}{1000 \text{kg}} &= 20,16 \frac{\text{ton}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Ejemplo 2

100 kg/h de CO_2 fluyen por un ducto hacia una torre de absorción. Calcule el flujo molar en mol/h y lb-mol/h.

Solución

El proceso es inverso al ejercicio anterior. Se sabe el flujo másico y se necesita el flujo molar. Entonces, hay que dividir el flujo másico entre la masa molar.

$$\dot{n} = \frac{\dot{m}}{M} = \frac{100 \text{ kg/h}}{44 \text{ kg/kmol}} = 2,27 \text{ kmol/h}$$

Y ahora se convierte a las unidades requeridas:

$$2,27 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} = 2272,72 \text{ mol/h}$$

$$2,27 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * \frac{2,2 \text{ lb - mol}}{1 \text{ kmol}} = 5,01 \text{ lb - mol/h}$$

Recuerde que 1 kilomol (kmol o kilogramo-mol) es igual a 1000 mol (gramo-mol, g-mol); y es igual a 2,204 lb-mol (libra mol). Es decir, se aplican las mismas conversiones de unidades de masa a las de cantidad de sustancia. La diferencia es que ahora corresponden a otro concepto.

Composición

La mayoría de las corrientes de materias primas, residuos y productos en una industria son mezclas, casi nunca son sustancias puras. Para evaluar o diseñar un proceso que involucre mezclas es necesario saber de qué están conformadas y cuánto tienen de cada componente, ya sea en forma de masa, moles o volúmenes. Esto es lo que se conoce como expresar la composición de una determinada corriente en un proceso dado o en una unidad de proceso. En otras palabras, significa cuantificar los componentes de dicha corriente.

Fracción en masa. Se usa más para sólidos y líquidos. Es la *relación* entre la masa de la sustancia individual o del componente sobre la masa total de la mezcla.

$$x_i = m_i / m_T$$

Donde m_i es la masa del componente i y m_T es la suma de masas o masa total de la mezcla. También puede calcularse a partir de los **flujos másicos**; el del componente sobre el total.

$$x_i = \frac{\dot{m}_i}{\dot{m}_T}$$

Porcentaje en masa. Es la fracción en masa multiplicada por 100. A veces es el punto de partida de los problemas, o puede ser la pregunta cuando se trata de procesos reactivos o en balances de energía con reacción.

$$\%m_i = (x_i) * 100 \%$$

Hay que recordar que una fracción da entre 0 y 1; pero un porcentaje, entre 0 y 100 %. La mala ubicación de la coma, o punto decimal puede conducir a graves errores en la solución de problemas.

Fracción molar. Se usa sobre todo en procesos con reacción química con sólidos, líquidos o gases o para trabajar con mezclas gaseosas así no haya reacción química. Es la relación entre los moles del componente i , con respecto a los moles totales de la mezcla. Así mismo, se puede hallar como la relación de **flujos molares**, el del componente sobre el total. Como pasa con las fracciones másicas, la suma de las fracciones molares de los componentes de una corriente da uno (1).

$$y_i = \frac{n_i}{n_T}$$

$$y_i = \frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_T}$$

Porcentaje molar. Es la fracción molar multiplicada por 100. Se usa mucho en operaciones con gases o mezclas de gases y vapores. Sus valores no pueden ser iguales a los valores de los porcentajes másicos.

$$\%n_i = (y_i) * 100 \%$$

Fracción volumétrica. Es la relación entre el volumen de la sustancia y el volumen total de la mezcla. Así mismo, puede calcularse con **flujos volumétricos**, el del componente sobre el total. Se usa sobre todo con líquidos o gases en procesos sin reacción química:

$$v_i = \frac{V_i}{V_T}$$

$$v_i = \frac{\dot{V}_i}{\dot{V}_T}$$

Porcentaje volumétrico. Es la fracción volumétrica multiplicada por 100. Como se verá más adelante en un caso especial de gases ideales, sí puede ser igual al porcentaje molar, pero en ningún caso al porcentaje másico.

$$\%v_i = (v_i) * 100 \%$$

Masa molecular media

Es la masa de la mezcla promediada. Se usa sobre todo cuando se manejan mezclas de gases. Se calcula mediante:

$$\bar{M} = \sum (M_i y_i)$$

En la que M_i : masa molecular del componente gaseoso i ; y_i : fracción molar del componente gaseoso i . También se puede hallar como la masa total de la mezcla sobre el número total de moles de esa mezcla, así:

$$\bar{M} = \frac{m_T}{n_T}$$

O por el cociente entre el flujo másico de la mezcla con respecto al flujo molar también de la mezcla:

$$\bar{M} = \frac{\dot{m}_T}{\dot{n}_T}$$

Ejemplo resuelto de composición y masa molecular media

A la salida de cierto proceso, se analiza una corriente gaseosa que contiene CO, CO₂, CH₄ y N₂, por medio de un cromatógrafo de gases, el cual arroja una gráfica con diferentes áreas para cada gas de la mezcla. Por ejemplo, se halla que el área bajo la curva del CO es 40 (adimensional); para el CO₂ es 80, y para el CH₄ es 25. Para estas tres especies, el área es proporcional al número de moles del gas. Se sabe, además, que la relación molar del metano, CH₄, respecto del N₂, es 0,2. (a) ¿Cuáles son las fracciones molares de los cuatro gases de la mezcla?; (b) ¿Cuál es la masa molar media de la mezcla gaseosa?

Solución

Lo primero es analizar el problema. Hay cuatro componentes. Se saben las áreas bajo las curvas de tres componentes y, además, la relación entre uno de esos tres y el restante, del que no se conoce el área. Por otra parte, la teoría indica que la suma de las fracciones molares da uno, entendiendo que esa fracción molar se puede obtener como una relación de áreas, para este ejercicio. De esta forma, se parte de una **base de cálculo** de 100 moles de N_2 (para calcular el CH_4 y de ahí los demás):

$$100 \text{ moles de } N_2 * \left(\frac{0,2 \text{ mol } CH_4}{\text{mol } N_2} \right) = 20 \text{ moles de } CH_4$$

Si 20 moles de CH_4 equivalen a un área de 25, entonces, por relación se calcula a cuántas moles equivalen las demás áreas, así:

$$\begin{aligned} n_{CO_2} &= 80 * \frac{20 \text{ mol}}{25} = 64 \text{ mol } CO_2 \\ n_{CO} &= 40 * (20 \text{ mol})/25 = 32 \text{ mol } CO \\ n_{Total} &= 60 + 64 + 32 + 100 = 216 \text{ moles} \end{aligned}$$

Aplicando la definición de fracción molar:

$$y_i = \frac{n_i}{n_T}$$

Se calculan las fracciones molares:

$$\begin{aligned} y_{N_2} &= \frac{100}{216} = 0,46 & y_{CO_2} &= \frac{64}{216} = 0,3 \\ y_{CO} &= \frac{32}{216} = 0,15 & y_{CH_4} &= \frac{20}{216} = 0,09 \end{aligned}$$

(b) Para calcular la masa molar media de la mezcla, se aplica la fórmula:

$$\begin{aligned} \bar{M} &= \sum (M_i y_i) \\ \bar{M} &= [(0,46 * 28) + (0,3 * 44) + (0,15 * 28) + (0,09 * 16)] \frac{g}{mol} \\ \bar{M} &= 32 \frac{g}{mol} \end{aligned}$$

Concentración de soluciones

Molaridad. Se basa en la relación entre el soluto y la solución global. Molaridad es igual a los moles de soluto sobre el volumen de la solución (L), o también al flujo molar del soluto sobre el flujo volumétrico de la solución.

$$M = \frac{n_{sto}}{V_{sln}}; \text{ o también: } M = \frac{\dot{n}_{sto}}{\dot{V}_{sln}}$$

Molalidad. Se basa en la relación entre el soluto y el solvente. Molalidad es igual al número de moles de soluto dividido entre la masa del solvente (kg), o al cociente de los flujos molares del soluto y másico del solvente.

$$m = \frac{n_{sto}}{m_{ste,kg}}; \text{ o también: } m = \frac{\dot{n}_{sto}}{\dot{m}_{ste}}$$

Normalidad. Se emplea para concentración de soluciones de ácidos, bases y sales. Y se calcula mediante la siguiente expresión:

$$N = \frac{\#Eq.g_{sto}}{V_{sln,L}}; \text{ o también: } N = \frac{(\#Eq.g_{sto})/t}{\dot{V}_{sln,L}}$$

El número de equivalentes gramo del soluto, ($\#Eq.g_{sto}$), se calcula mediante el cociente entre la masa real del soluto y la masa molar de un equivalente gramo.

$$\#Eq.g_{sto} = \frac{m_{sto}}{M_{eq.g}}$$

A su vez, la masa molar de un equivalente gramo es la masa molar del compuesto dividido entre el número de equivalentes gramo de ese compuesto que hay en un mol de ese compuesto.

$$M_{eq\ g} = \frac{M_{sto}}{\# Eq\ g/mol_{sto}}$$

Y finalmente, ese número de equivalentes gramo por mol es simplemente el número de iones H^+ , OH^- o la carga positiva en el caso de sales.

$$\frac{\# Eq\ g}{mol_{sto}} = \# \frac{H^+}{mol}, \text{ para ácidos} \quad \frac{\# Eq\ g}{mol_{sto}} = \# \frac{OH^-}{mol}, \text{ para bases}$$

Ejemplo resuelto de concentración de soluciones

En un rotámetro, como el de la figura 3, se mide un caudal de 50 L/ s de una disolución acuosa al 20 % en masa de H_2SO_4 , con densidad 1,04 g/L. Determine la concentración de dicha solución en molaridad, molalidad y normalidad.

Solución

Lo primero que se debe hallar es la masa molar del compuesto (soluto), en este caso ácido sulfúrico. Para ello, se busca en la tabla periódica el peso de cada elemento y se multiplica por su respectivo subíndice, para luego sumar todos los pesos individuales. En este caso, daría:

$$M_{H_2SO_4} = (1 * 2) + 32 + (16 * 4) = 98\ g/mol$$

Con base en la definición de densidad para sistemas de flujo se halla el flujo másico de la solución, luego del soluto; y, finalmente el del solvente (la diferencia entre el total menos el del soluto):

$$\begin{aligned} \dot{m}_T &= \rho_{sln} * \dot{V}_{sln} \\ \dot{m}_T &= 1,04 \frac{g}{L} * 50 \frac{L}{s} = 52 \frac{g}{s} \\ \dot{m}_{H_2SO_4} &= x_{H_2SO_4} * \dot{m}_T \\ \dot{m}_{H_2SO_4} &= 0,2 * 52 \frac{g}{s} \\ \dot{m}_{H_2SO_4} &= 10,4 \frac{g}{s} \\ \dot{m}_{H_2SO_4} &= 41,6 \frac{g}{s} \end{aligned}$$

Ahora, se calcula el flujo molar del soluto:

$$\dot{n}_{H_2SO_4} = \frac{\dot{m}_{H_2SO_4}}{M_{H_2SO_4}}$$

$$\dot{n}_{H_2SO_4} = \frac{10,4 \text{ g/s}}{98 \text{ g/mol}}$$

$$\dot{n}_{H_2SO_4} = 0,106 \text{ mol/s}$$

El número de equivalentes grammo del ácido que están circulando se calcula como:

$$\frac{\# \text{ Eq g}}{\text{mol}_{sto}} = \# \frac{H^+}{\text{mol}}, \text{ para ácidos}$$

$$\frac{\# \text{ Eq g}}{\text{mol}_{sto}} = \frac{2 \text{ eq. g del ácido}}{\text{mol de ácido}}$$

Ahora la masa de un mol de equivalentes grado del soluto, ácido sulfúrico:

$$M_{eq \text{ g}} = \frac{M_{sto}}{\# \text{ Eq g/mol}_{sto}}$$

$$M_{eq \text{ g}} = \frac{98 \text{ g/mol}}{2 \text{ eq. g/mol}} = 49 \frac{\text{g}}{\text{eq. g}}$$

Se calcula el flujo de equivalentes grammo del soluto:

$$(\# \text{ Eq. g}_{sto})/t = \frac{\dot{m}_{sto}}{M_{eq \text{ g}}}$$

$$(\# \text{ Eq. g}_{sto})/t = \frac{10,4 \text{ g/s}}{49 \frac{\text{g}}{\text{eq. g}}} = 0,212 \frac{\text{eq. g}}{\text{s}}$$

Ahora se calculan las tres formas de expresar la concentración solicitadas en el ejercicio:

Molaridad:

$$M = \frac{\dot{n}_{sto}}{\dot{V}_{stn}} \rightarrow M = \frac{0,106 \text{ mol/s}}{50 \text{ L/s}} = 2,12 * 10^{-3} \text{ mol/L}$$

Molalidad:

$$m = \frac{\dot{n}_{sto}}{\dot{m}_{ste}} \rightarrow m = \frac{0,106 \text{ mol/s}}{41,6 \frac{\text{g}}{\text{s}} * \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}} = 2,55 \frac{\text{mol}}{\text{kg ste.}}$$

Normalidad:

$$N = \frac{(\#Eq. g_{sto})/t}{\dot{V}_{sln,L}} \rightarrow N = \frac{0,212 \frac{\text{eq. g}}{\text{s}}}{50 \text{ L/s}} = 4,24 * 10^{-3} \text{ mol/L}$$

base seca

La normalidad también se habría podido calcular como el producto del número de equivalentes gramo del soluto por mol de soluto, por la molaridad. En este caso $2M = N$

Base de cálculo

En todos los cálculos de balance de materia hay que establecer una corriente como referencia, sobre la cual se hallan las demás. Se pueden tomar como base, en masa 100 g, 100 kg, 1 ton (1000 kg) o en flujo másico, kg/h, Ton/h. También se pueden usar unidades de cantidad de sustancia o de flujos molares. A veces, esa base de cálculo es una corriente del problema dada en el enunciado o en la gráfica. Pero cuando no hay datos de ninguna corriente, se puede fijar el valor de alguna, siempre y cuando cumpla determinadas condiciones el problema, como se verá más adelante. Al cambiar la base de cálculo, las respuestas de dicho problema cambian las cantidades o los flujos, pero no los porcentajes.

Base seca, base húmeda y porcentaje de humedad

Cuando en la composición de una corriente se incluya agua, se dice que dicha composición está expresada en **base húmeda**. Por el contrario, cuando no se incluya agua, aun estando presente, está expresada en **base seca**. En operaciones de secado de sólidos, se suele expresar el porcentaje de humedad como el contenido de agua por unidad de masa de sólido seco, siendo así porcentaje de humedad en base seca. Las fórmulas para los porcentajes de humedad (%H) en base húmeda (B. H.) y en base seca (B. S.) son:

$$\%H_{b.h.} = \left(\frac{m_{H_2O}}{m_{Total}} \right) * 100 \%$$

$$\%H_{b.s.} = \left(\frac{m_{H_2O}}{m_{Total} - m_{H_2O}} \right) * 100 \% = \left(\frac{m_{H_2O}}{m_{sólido\ seco}} \right) * 100 \%$$

Los porcentajes en base seca son mayores a los porcentajes en base húmeda, y pueden ser mayores a 100 %. En la tabla 6 se muestran algunos porcentajes en base húmeda y sus equivalencias en base seca.

Tabla 6. Equivalencias entre Porcentajes de Humedad en Base Húmeda y en Base Seca

$\%H_{B.H.}$	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
$\%H_{B.S.}$	11	25	43	67	100	150	233	400	900	∞

Aplicaciones a la investigación

Se mencionan solo algunas de las múltiples aplicaciones, ya que se puede decir que en todo proyecto de investigación que conlleve experimentación o análisis de datos es necesario establecer variables para medir.

1. En la biotecnología: el trabajo “Evaluación de la incidencia de la temperatura en la producción de lípidos obtenidos a partir de biomasa microalgal a escala laboratorio” (Rubio et al., 2013) buscaba como objetivo determinar la influencia de la variable temperatura en el cultivo de *Chlorella vulgaris* y en la producción de lípidos con la biomasa obtenida. Para esto se empleó un microcontrolador tipo PIC (*Peripheral Interface Controller*) acoplado a un programa Proteus. Se fijaron tres temperaturas: baja (21-23 °C), media (24 a 26 °C) y alta (27 a 29 °C); se obtuvo mayor productividad en rangos medios: 0,11 gL⁻¹*d⁻¹.
2. En la misma línea de biotecnología, Sosa y Vásquez (2017), estudiando el potencial de un residuo de la agroindustria panelera para usarse como sustrato en la producción de biomasa microalgal, apli-

caron como variable de entrada, en parte de su investigación, el tipo de residuo para evaluar el crecimiento de la población de microalgas. En este sentido, se puede decir que la variable de entrada al proceso es discreta y de tipo cualitativa. Otro trabajo similar es el de Chaparro Rojas (2017), que evaluó el potencial del suero lácteo también para producir biomasa microalgal.

3. En fluidos de perforación: el trabajo “Formulación de una emulsión directa con aceite vegetal de palma para utilizarla como fluido de perforación a escala de laboratorio” de Barbosa, Muñoz, Ramos y Polanco (2013) evaluó las variables independientes: concentración de emulsificante expresada en libras por barril (lbp); y la relación agua aceite (adimensional) sobre las variables respuesta: viscosidad plástica, punto cedente y resistencia de gel.
4. En la biorremediación de suelos contaminados, el trabajo de Bernal y Boshell (2014) analizó la influencia de la concentración de plomo incubado y del pH sobre la capacidad que tiene la alfalfa para fijar el plomo de suelos contaminados. En este caso, la variable independiente fue la concentración, expresada como porcentaje másico de plomo. Y la variable respuesta fue la capacidad de fijación, que básicamente es la relación adimensional entre la diferencia de concentraciones y la concentración inicial.
5. En el diseño de reactores, el artículo “Propuesta de diseño de un sistema continuo para un fotobiorreactor *airlift* a escala laboratorio”, de Rubio et al. (2016) usa flujos de entrada y salida del fotobiorreactor; diámetro de la manguera; tiempo de retención en los tanques de almacenamiento y potencia de las bombas como variables de diseño. Y como variables operacionales, el crecimiento del cultivo y la productividad de la biomasa.
6. En la industria agroalimentaria, el trabajo de Arévalo y Contreras (2013) muestra una gráfica de la relación entre grados Brix, índice de refrac-

ción y pH para tomate, banano, piña, arveja y lulo, con base en sus resultados experimentales (gráfica 1, p. 48). Más adelante, muestra la evolución de los grados Brix, con respecto a la densidad en un proceso fermentativo de 40 horas.

7. Hay algunos casos muy específicos en los que las variables de proceso seleccionadas son poco comunes, totalmente distintas a presión, temperatura, flujos, etc. El trabajo de Melo (2019) evalúa el efecto de la concentración del pigmento blanco y el dióxido de titanio, sobre la translucidez de tejas, con el fin de reducir los costos de producción sin afectar la viscosidad para facilitar su procesabilidad. Otra variable poco usada, la luz (intensidad, longitud de onda, fotoperiodo) es abordada por Rubio et al. (2017), para escalar un fotobiorreactor de producción microalgal.
8. Aunque hay mucha información sobre variables de proceso en cada trabajo de grado o artículo, lo que se pretende mostrar son algunos casos representativos. No obstante, para finalizar esta sección hay un tema complejo cuando de tomar decisiones se trata, en el caso de un problema multivariable. Y para añadir, si algunas de estas variables son discretas y cualitativas. En esta línea, aplicado al campo de manejo de aguas de la industria petrolera, Luque y Moreno (2018) desarrollaron una estrategia de selección de sello para controlar la generación de agua de producción en pozos petroleros, mediante una metodología de jerarquía analítica, con el fin de priorizar las variables según pesos y criterios.

Resumen de claves teóricas

Las variables de proceso corresponden a propiedades fisicoquímicas que permiten medir el avance de este. Si se controlan dentro de determinados valores, se controla el proceso para lograr el mejor rendimiento posible. Dependiendo del procedimiento, las variables a controlar son diferentes. Se estudiaron densidad; volumen específico; escalas de densidad relativa de gran utilidad en

industrias como la de alimentos o petróleo; presión, que se divide en manométrica y atmosférica; temperatura; velocidades de flujo, útiles para operación continua de procesos; composición, con sus diferentes formas de expresarla, por ejemplo, concentración de soluciones; y base de cálculo.

Para recordar:

- *La presión absoluta es la suma de la presión manométrica más la atmosférica, por lo tanto, nunca es negativa.*
- *La presión manométrica puede ser negativa cuando hay un vacío, es decir si la presión absoluta es inferior a la presión atmosférica.*
- *Las fracciones másicas, molares y volumétricas son menores a uno. La suma de las fracciones da uno. Se calculan como los porcentajes divididos entre cien.*
- *En un balance, las composiciones no dependen de la base de cálculo que se tome.*
- *Los porcentajes en base seca son superiores a los porcentajes en base húmeda.*

Ejercicios propuestos

1. Identifique cuál unidad no corresponde a la serie dada:

a)	kg	lb	ton	mol
b)	m ³ /s	L/min	gpm	pie/s
c)	%m	%n	%v	%p/p
d)	g/s	mol/s	kg/h	lb/min

2. Una solución acuosa de H₂SO₄ al 10 % en masa de ácido tiene una densidad relativa de 1,03 ($\rho_{\text{sol}}=1,03 \text{ g/mL}$). Sucede que, en un proceso dado, dicha

solución fluye por una tubería de 10 m de longitud y 4 cm de diámetro a una velocidad de flujo volumétrico de 100 L/min.

- a) ¿Qué datos del enunciado no requiere para calcular flujo másico ni molar?
 - b) ¿Cuál es la molaridad del ácido sulfúrico en la solución?
 - c) ¿Cuánto tiempo en segundos tardaría en llenarse un tambor de 55 galones y cuánto ácido sulfúrico habrá en dicho tambor, en kg? Tome el galón americano, equivalente a 3,78 L.
3. Es conocido que el mármol tiene una densidad de $2,85 \text{ g/cm}^3$. ¿Cuál será la masa, en kg, y el peso, en N, de un cilindro de mármol que mide 1 m de alto y 10 cm de diámetro?
 4. Calcule los grados API de un crudo que, si se pesa un barril americano lleno de este, tiene una masa de 125 kg (1 US bbl equivale a 159 L, aproximadamente).
 5. Determine los grados Brix de una solución de sacarosa en agua que tiene 18 g de glucosa en 100 gramos de solución.
 6. Explique con sus propias palabras, ¿a qué se deben las bajas densidades de los gases?
 7. En un tambor sellado se encuentran 130 kg de gas con la siguiente composición másica: 40 % N_2 , 30 % CO_2 , y 30 % CH_4 . Determine la masa molar media del gas, en g/mol.
 8. Convierta una presión de vacío de 25 kPa a presión absoluta en kPa, atm, mmHg y psia, si la presión atmosférica local es 740 mmHg.
 9. Convierta una temperatura de $120 \text{ }^\circ\text{C}$ a las demás unidades: K, $^\circ\text{F}$ y $^\circ\text{R}$.
 10. Mencione al menos tres aplicaciones industriales del vacío, indicando su importancia.
 11. Se tienen 100 kg-mol de una mezcla de gases con la siguiente composición molar: CH_4 35 %, H_2 20 %, y N_2 45 %. ¿Cuál es la composición en masa y cuál es la masa total en kg de dicha mezcla gaseosa?

12. Una solución de una sustancia X en agua, tiene una molaridad de 3 y una densidad de 950 kg/m^3 . Determine la fracción molar de X y el porcentaje en masa si se toma una base de cálculo de 1 kg de solución. La masa molar de X es 200 g/mol .
13. Calcule la presión ejercida por 500 kg de agua en un largo recipiente cilíndrico cuya área de la base circular es $0,1 \text{ m}^2$ y qué altura tendrá la columna de líquido, si la densidad del agua es 1 kg/L y el cilindro está en posición vertical.
14. En 90 kg de agua, diga cuántas de las siguientes hay:
 - a) lb-mol de agua
 - b) Moléculas de agua
 - c) Mol (gmol) de hidrógeno, H
 - d) Mol de oxígeno.
15. Consulte en qué aplicaciones se requiere expresar concentraciones inferiores a 1 % en masa de soluto y cómo se llaman algunas de esas expresiones.

Referencias

- Arévalo, A. P., y Contreras, B. E. (2013). *Evaluación del proceso para la producción de etanol a nivel planta piloto a partir de residuos agrícolas* [Trabajo de grado]. Fundación Universidad de América.
- Barbosa Aguas, O.I., Muñoz, A.M., Ramos, J., y Polanco, L. (2013). Formulación de una emulsión directa con aceite vegetal de palma para utilizarla como fluido de perforación a escala de laboratorio. *Revista de Investigación*, 6(2), 117-135. DOI: <https://doi.org/10.29097/2011-639X.150>
- Bernal, C. R., y Boshell, L. S. (2014). Remediación de suelos contaminados con plomo (II) por fitotecnologías correctivas - *Medicago sativa L.* (Alfalfa). *Revista de Investigación*, 7(2), 27-37. DOI: <https://doi.org/10.29097/2011-639X.169>
- Chaparro Rojas, G. V. (2017). Evaluación del suero lácteo en la producción de biomasa y lípidos en la microalga *Chlorella vulgaris* a escala de laboratorio [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6585>
- Felder, R. M., y Rousseau, R. W. (1991). Capítulo 3. En: *Principios elementales de los procesos químicos*. Addison-Wesley Iberoamericana.

- Henley, E., y Rosen, E. (1973). Cálculo de balances de materia y energía. Reverté.
- Himmelblau, D. M. (1997). *Principios básicos y cálculos en Ingeniería Química*. Prentice-Hall Hispanoamericana. <https://blog.utp.edu.co/docenciaedwin/files/2015/06/Principios-B%C3%A1sicos-y-C%C3%A1lculos-en-Ingenier%C3%ADa-Qu%C3%ADmica-6%C2%BA-edici%C3%B3n-David-M.-Himmelblau-Prentice-Hall.pdf>
- Luque Castro, E. P., y Moreno León, C. A. (2019). *Desarrollo de una estrategia de selección de sello químico para control de agua de producción en un campo colombiano mediante análisis estadístico* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/7391>
- Melo Torres, L. M. (2019). *Evaluación de la influencia del pigmento blanco y TiO₂, en la formulación de una teja opaca blanca* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/7710>
- Rubio, D., Alcalá, C., y Guauque, I. (2013). Evaluación de la incidencia de la temperatura en la producción de lípidos obtenidos a partir de biomasa microalgal a escala laboratorio. *Revista de Investigación*, 6(2), 31-44. DOI: <https://doi.org/10.29097/2011-639X.146>
- Rubio Fernández, D., Guzmán Silva, D. K., Gutiérrez Cuervo, C. M., y Sandoval Herrera, J. A. (2016). Propuesta de diseño de un sistema continuo para un fotobiorreactor *airlift* a escala laboratorio. *Revista de Investigación*, 9(2), 94-105. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6209>
- Rubio Fernández, D., Sandoval Herrera, J. A., Ruiz Díaz, J. P., y Tovar Salamanca, J. C. (2017). Escalamiento de un fotobiorreactor a nivel piloto para la producción de biomasa. *Revista de Investigación*, 10(1), 62-72. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6224>
- Santana Lozano, L. D., y Cubillos Ortiz, D. R. (2016). *Propuesta de diseño de un deshidratador tipo bandeja para la producción de frutas orgánicas tipo snacks para Ecovitale Orgánico* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/451>
- Sosa Moreno, J. N., y Vásquez Segura, P. A. (2017). *Evaluación del potencial de un residuo proveniente de la industria panelera como fuente de carbono para la producción de biomasa microalgal* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6456>

Lista de videos relacionados

Density and specific gravity in English units

<https://youtu.be/rS8zkkbQCLE>

Masa molar, moles de átomos y moles de moléculas

<https://youtu.be/BivbnjpM5WY>

Ejercicio 3.14 de Felder

https://youtu.be/RBdvjC5D_0

Ejercicio de flujo molar total de un componente y flujo másico

<https://youtu.be/rS8zkkbQCLE>

Ejercicios de variables de proceso de las guías, parte 1

<https://youtu.be/QPyIKhwUjAs>

Ejercicios de variables de procesos de las guías, parte 2

<https://youtu.be/jB79hDFupmQ>

CAPÍTULO 3

Mezcla de gases ideales

Competencias específicas

- Aplicar los factores de conversión de unidades en las cantidades y composiciones de los materiales.
- Calcular e interpretar las propiedades de mezclas de materiales en diferentes procesos.
- Manejar adecuadamente la ecuación de estado para obtener todas las variables relacionadas con el procesado de gases ideales.
- Extender los conceptos de gas ideal simple a mezcla de gases ideales.
- Aplicar esos conceptos de mezcla de gases ideales a operaciones industriales simples.

¿Cuándo se puede aplicar la ecuación de estado de los gases ideales?

Según Felder y Rousseau (1991), la ecuación de estado de los gases ideales es una aproximación. Funciona bien a presiones inferiores pero cercanas a 1 atmósfera y a temperatura superior a 0 °C. Un criterio que permite obtener un error no mayor del 1 % es el siguiente:

$$|\epsilon| < 1\%, \text{ si } \frac{RT}{P} > 5 \frac{L}{\text{mol}} \text{ para gases diatómicos; o} \\ > 20 \frac{L}{\text{mol}} \text{ para otros gases}$$

$|\epsilon|$ es porcentaje de error; \hat{V}_{ideal} es volumen molar ideal (V/n); R es la constante universal de los gases ideales; P es la presión absoluta, y T es la temperatura absoluta.

Valores de la constante universal y formas de la ecuación de estado

En la ecuación R es la constante universal de los gases ideales, cuyo valor varía según las unidades. La presión, en cualquier forma de la ecuación de estado, es siempre absoluta. En el caso de la temperatura, si dan el dato en grados Celsius se debe pasar a Kelvin. Y si lo dan en grados Fahrenheit, se pasa a grados Rankine. En la tabla 7 se presentan algunos valores de la constante universal de los gases ideales en diferentes conjuntos de unidades. Y en la tabla 8, un resumen de las formas de la ecuación de estado de los gases ideales.

Tabla 7. Algunos valores de la constante R de los gases ideales

Valor de la R	Unidades
0,08205	$\frac{atm \cdot L}{mol \cdot K}$
8,314	$\frac{Pa \cdot m^3}{mol \cdot K} = \frac{J}{mol \cdot K} = \frac{kPa \cdot m^3}{kmol \cdot K} = \frac{kJ}{kmol \cdot K}$
1,987	$\frac{Cal}{mol \cdot K}$
10,73	$\frac{psia \cdot pie^3}{lb - mol \cdot ^\circ R}$

Tabla 8. Formas de la ecuación de estado de los gases ideales

Forma	Ecuación
Tradicional	$PV = nRT$
Flujos volumétricos y molares	$P\dot{V} = \dot{n}RT$
Flujos volumétricos y másicos	$P\dot{V} = \frac{\dot{m}RT}{M}$
Densidad del gas ideal	$\rho = \frac{MP}{RT}$
Volumen específico del gas ideal	$\bar{V} = \frac{RT}{MP}$

Condiciones estándar

Algunos autores las conocen como “condiciones normales” (Rojas González, 2012), pero en el Sistema Internacional, se asumen como temperatura absoluta 273,15 K; y presión absoluta, 101325 Pa. Se suele representar por “NTP” (*Normal Temperature and Pressure*) o “STP” (*Standard Temperature and Pressure*), según Parker, S.P. (2003). El volumen molar, \hat{V} según la ley de Avogadro, a esas condiciones es 0,0224 m³/mol, o 359 pie³/lb-mol. No olvidar que las *condiciones estándar* son diferentes a las *condiciones normales* (T: 25 °C; P: 1 atm). En cada ejercicio se especificará muy bien en qué condiciones estará el gas.

Flujo volumétrico estándar y flujo volumétrico real

El flujo volumétrico de gases a menudo se indica en condiciones estándar: *SCMH* (metros cúbicos estándar por hora), o *SCFH* (pies cúbicos estándar por hora). Pero el estándar no es la condición de operación real en la mayoría de los casos y se sabe que la densidad, y por ende el flujo volumétrico, varía mucho debido a pequeños cambios de presión y temperatura. Entonces, para convertir un flujo volumétrico estándar a su flujo volumétrico real basta aplicar la siguiente fórmula:

$$\dot{V}_2 \text{ o } \dot{V}_{real} = \dot{V}_{std} \left(\frac{T_2}{T_{std}} \right) \left(\frac{P_{std}}{P_2} \right)$$

En esta fórmula, las condiciones 2 o condiciones reales corresponden a la presión y temperatura reales en el momento de la operación. Mientras que la presión y la temperatura estándar son las mencionadas al inicio de esta sección. Otra cosa muy importante que se debe recordar es que, para trabajar con gases, sean reales o ideales, las presiones y temperaturas deben ser absolutas.

Ejemplo resuelto de flujo volumétrico real de gases ideales

Cierto medidor de flujo volumétrico para gases calibrado a condiciones estándar arroja una lectura de 50 m³/s para una corriente de N₂, que fluye a 2

atm absolutas y a 50 °C. Determine cuál es el flujo volumétrico real de N₂ que fluye en esa corriente.

Solución

Las condiciones estándar en este sistema de unidades serán 273,15 K y 101325 Pa. Las condiciones 2, o condiciones reales, son 50 °C y 2 atm. Recordando que 1 atm equivale a 101325 Pa, y que para convertir la temperatura de Kelvin a Celsius se le suman 273,15, el flujo volumétrico real quedaría:

$$\dot{V}_{real} = \left(50 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right) \left(\frac{323,15 \text{ K}}{273,15 \text{ K}}\right) \left(\frac{101325 \text{ Pa}}{2 * 101325 \text{ Pa}}\right) = 29,57 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

A mayor temperatura aumenta el flujo volumétrico (directamente proporcional), pero a mayor presión disminuye; esto es por las leyes de Charles y de Boyle-Mariotte. En este caso, fue mayor el aumento de presión que el de temperatura, y por ende al final disminuyó el flujo volumétrico.

Mezcla de gases ideales

En una mezcla de gases ideales, las moléculas de cada gas se comportan como si estuvieran solas, ocupan todo el volumen disponible y contribuyen con su presión a la presión total ejercida. Los parámetros que se analizan en una mezcla de gases ideales son: temperatura, presión total, presión parcial de cada componente, fracciones molares, volumen total y flujos molares y volumétricos. En ocasiones también se debe saber la densidad de la mezcla, sobre todo en operaciones con flujos continuos, donde cambian la presión y la temperatura. La densidad de un gas cambia mucho con pequeños cambios de esas variables de proceso, no así los líquidos y mucho menos los sólidos.

Variables que definen el estado de una mezcla de gases

P_T = Presión total

V_T = Volumen total

T = Temperatura absoluta

n_T = Número de moles totales = $n_1 + n_2 + \dots$

p_i = Presión parcial. Es la misma presión individual o presión del componente en la mezcla

n_i = Número de moles de un componente

y_i = Fracción molar de un componente en la mezcla

\bar{M} = Masa molar media de la mezcla

Hay que tener en cuenta que la masa total de la mezcla es la suma de las masas individuales de los componentes; así como los moles totales corresponden a la suma de los moles individuales. Entonces, la masa molar media de una mezcla de gases ideales se puede hallar también por:

$$\bar{M} = \frac{m_T}{n_T}$$

Ley de Dalton

La presión de n moles de un componente de la mezcla gaseosa, si estuviera solo en el mismo volumen, V_T , y a la misma temperatura, T , que la mezcla es la presión parcial del componente.

$$p_i = \frac{n_i RT}{V_T}$$

Si se divide esta ecuación, entre la ecuación de estado de gas ideal correspondiente a la mezcla: $PV=nRT$ y se cancelan R y T , queda así:

$$\frac{p_i}{P} = \frac{n_i}{n_T} = y_i$$

La fracción molar de un componente de una mezcla gaseosa es igual a la presión parcial de ese gas sobre la presión total de la mezcla. O: la presión parcial de un gas en una mezcla es igual al producto de su fracción molar por la presión total de la mezcla. Esto último es lo más fácil de verificar experimentalmente. Así, la ley de Dalton se puede expresar como “la suma de las presiones parciales de los componentes de una mezcla gaseosa es igual a la presión total de la mezcla”.

$$P = \sum p_i$$

Ley de Amagat

El volumen total ocupado por la mezcla es igual a la suma de los volúmenes individuales de cada gas a la misma presión y temperatura de la mezcla.

$$V_i P = n_i R T$$

$$V_T = \sum V_i$$

Combinando las leyes anteriores, se obtiene que:

$$p_i / P = n_i / n = V_i / V_T$$

En conclusión, para gases ideales se puede asumir, sin mayor error, que: “porcentaje en volumen = porcentaje molar = (presión parcial/presión total) * 100 %”

Densidad de una mezcla gaseosa

Es necesario primero conocer la masa molar promedio, ello se consigue por medio de alguna de las siguientes fórmulas:

$$\bar{M} = \frac{m_T}{n_T} = \frac{\dot{m}_T}{\dot{n}_T}$$

O con la fracción molar de cada componente individual, y sus respectivas masas molares de cada componente individual de la mezcla, o sea :

$$\bar{M} = \sum y_i \cdot M_i$$

Entonces, la densidad de la mezcla gaseosa será:

$$\rho = P \bar{M} / R T$$

Donde P es la presión total (P_T) absoluta, y T es la temperatura de la mezcla, también absoluta.

Ejercicios resueltos

Ejercicio 1

Un flujo volumétrico de 500 m³/h de cierto gas con masa molar, $M = 50$ g/mol fluye a 1 atm absolutas y 50 °C hacia un compresor. Si ese gas sale del compresor a 50 atm y 100 °C determine: (a) flujo volumétrico en m³/h a la salida del compresor; (b) flujo másico, en kg/min, y (c) flujo molar en mol/s.

Solución

- a) De manera similar a como se calcula el flujo volumétrico real, al partir del estándar, así quedaría, cambiando la temperatura a Kelvin (323,15 K y 373,15 K), y aplicando la ecuación:

$$\dot{V}_{real} = \dot{V}_1 \left(\frac{T_2}{T_1} \right) \left(\frac{P_1}{P_2} \right)$$

$$\dot{V}_2 = \left(500 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \left(\frac{373,15 \text{ K}}{323,15 \text{ K}} \right) \left(\frac{1 \text{ atm}}{50 \text{ atm}} \right) = 11,55 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Se reduce notablemente el flujo volumétrico, dado que el aumento de presión fue considerable (1:50).

- b) De la ecuación se despeja el flujo másico.

$$P\dot{V} = \frac{\dot{m}RT}{M}$$

Revisamos bien las unidades. Se puede hacer a la entrada o a la salida y debe dar igual, porque el flujo másico se conserva siempre (principio de conservación de la materia).

$$\begin{aligned} \dot{m} &= \frac{MP\dot{V}}{RT} \\ &= \frac{50 \frac{\text{g}}{\text{mol}} * \frac{1\text{kg}}{1000\text{g}} * 50 \text{ atm} * 11,55 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1\text{h}}{60 \text{ min}} * \frac{1000\text{L}}{1 \text{ m}^3}}{0,082 \frac{\text{atm} * \text{L}}{\text{mol} * \text{K}} * 373,15\text{K}} \\ &= 15,73 \text{ kg/min} \end{aligned}$$

c) De la definición de mol o de flujo molar.

$$\dot{n} = \dot{m}/M = \frac{15,73 \text{ kg/min} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}}{50 \frac{\text{g}}{\text{mol}} * \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}} = 5,24 \text{ mol/s}$$

El flujo molar tampoco cambia entre la entrada y la salida, porque es el mismo gas. Cuando se explique el tema de reacciones, se verá que el flujo molar a la entrada y a la salida de un reactor puede resultar diferente, al igual que el flujo volumétrico cuando se trabaja con gases. Pero el flujo másico siempre será igual a la entrada y a la salida.

Ejercicio 2

50 pie³ de oxígeno puro, a 14,7 psia y 0 °F se mezclan con 21 lb de nitrógeno puro en un cilindro expandible. Si la presión final y la temperatura de equilibrio de la mezcla son respectivamente: 17 psia y 32 °F, determine el volumen de la mezcla en el equilibrio.

Solución

Lo primero que hay que aclarar es que, dependiendo del tipo de problema, se empieza por un lado o por otro. En este caso como tenemos la T y P finales, y nos piden el volumen, lo que hay que hacer es hallar los moles totales de la mezcla. Si nos hubieran dado el volumen y la temperatura, se despejaría la presión total de una vez de la ecuación de estado de la mezcla ideal.

$$n_{O_2} = \frac{PV}{RT} = \frac{14,7 \text{ psia} * 50 \text{ pie}^3}{10,73 \frac{\text{psia} * \text{pie}^3}{\text{lbmol} * ^\circ R} * 460^\circ R} = 0,1489 \text{ lb} - \text{mol } O_2$$

$$n_{N_2} = \frac{m_{N_2}}{M_{N_2}} = \frac{21 \text{ lb}}{28 \text{ lb/lb} - \text{mol}} = 0,75 \text{ lb} - \text{mol } N_2$$

$$n_T = n_{O_2} + n_{N_2} = 0,1489 + 0,75 = 0,8989 \text{ lb} - \text{mol}$$

Ahora se halla el volumen final, en la mezcla en equilibrio, con la T y P finales:

$$V_T = \frac{n_T RT}{P} = \frac{0,8989 \text{ lb} - \text{mol} * 10,73 \frac{\text{psia} * \text{pie}^3}{\text{lb} - \text{mol} * ^\circ\text{R}} * 492^\circ}{17 \text{ psia}}$$

$$= 279,15 \text{ pie}^3$$

Ejercicio 3

Una mezcla gaseosa contiene 50 % de SO_2 , 30 % de CO_2 y el resto N_2 en masa. Si está en condiciones estándar, determine: (a) composición molar, en porcentaje; (b) masa molar media, y (c) volumen en L que ocuparán 30 kg.

Solución

En primer lugar, hay que tomar una base de cálculo, para el caso pueden ser 100 kg de mezcla gaseosa total. De esta manera, se pueden calcular los moles de cada gas en la mezcla:

$$n_{\text{SO}_2} = \frac{m_{\text{SO}_2}}{M_{\text{SO}_2}} = \frac{50 \text{ kg}}{64 \text{ kg/kmol}} = 0,781 \text{ kmol SO}_2; \quad n_{\text{CO}_2} = \frac{30 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} = 0,681 \text{ kmol CO}_2$$

$$n_{\text{N}_2} = \frac{m_{\text{N}_2}}{M_{\text{N}_2}} = \frac{20 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kmol}} = 0,714 \text{ kmol N}_2$$

Ahora se suman los moles para hallar los moles totales:

$$n_T = n_{\text{SO}_2} + n_{\text{CO}_2} + n_{\text{N}_2} = 0,781 + 0,681 + 0,714$$

$$= 2,176 \text{ kmol}$$

Se calculan los porcentajes molares de cada uno, así:

$$\%n_{SO_2} = \frac{n_{SO_2}}{n_T} * 100 \% = \frac{0,781}{2,176} * 100 \% = 35,89 \% \text{ molar } SO_2$$

$$\%n_{CO_2} = \frac{n_{CO_2}}{n_T} * 100 \% = \frac{0,681}{2,176} * 100 \% = 31,29 \% \text{ molar } CO_2$$

$$\%n_{N_2} = \frac{n_{N_2}}{n_T} * 100 \% = \frac{0,714}{2,176} * 100 \% = 32,81 \% \text{ molar } N_2$$

Como se ve, los porcentajes molares pueden dar muy parecidos entre sí, a pesar de que los porcentajes en masa sean bastante diferentes. Y es de resaltar que muchos estudiantes caen en el error de usar los porcentajes en masa para hallar la masa molar media, cuando lo correcto es aplicar los porcentajes molares.

Sin embargo, lo que sí es válido, es:

$$M = \frac{m_T}{n_T} = \frac{100 \text{ kg}}{2,176 \text{ kmol}} = 45,9 \text{ kg/kmol}$$

Sin importar la base de cálculo para la masa que se tome, el resultado no debe cambiar al usar una u otra fórmula para la masa molar media. Finalmente, se calcula la densidad de la mezcla, así:

$$\rho = P\bar{M}/RT$$

Con las condiciones estándar (273,15 K y 101325 Pa o 101,325 kPa)

$$\rho = \frac{\left(101,325 \text{ kPa} * 45,9 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right)}{\left(8,314 \frac{\text{kPa} * \text{m}^3}{\text{kmol} * \text{K}} * 273,15 \text{ K}\right)} = 2,05 \text{ kg/m}^3$$

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{50 \text{ kg}}{2,05 \text{ kg/m}^3} = 24,4 \text{ m}^3$$

En general, la mayoría de los gases y mezclas gaseosas tienen densidades similares a condiciones estándar, entre 1 y 5 kg/m³, pero a medida que aumenta la presión o que disminuye la temperatura, estos valores aumentan. Por otra parte, la densidad de una mezcla aumentará conforme aumenta la masa molar media, es decir, si tiene mayor porcentaje molar de algún componente pesado, por ejemplo, dióxido de azufre, como en este caso.

Aplicaciones a la investigación

1. Diseño de un biodigestor de flujo inducido con el uso de corrientes térmicas, un artículo publicado por García, Mejía, Murcia y Prieto (2011) en la Revista de Investigación, propone el diseño de un codigestor anaerobio de residuos pecuarios de zonas ubicadas a más de 2500 m.s.n.m. El diseño seleccionado fue reactor de tipo tanque agitado con alimentación continua y uso de corrientes térmicas para asegurar temperaturas adecuadas en el proceso. El filtrado en suspensiones de óxido de calcio en agua, en relación molar 3 a 1, permitió obtener un biogás con 90% en volumen de metano.
2. La tesis de García y Gómez (2016) titulada *Evaluación de la producción de biogás a partir de residuos vegetales obtenidos en la Central de Abastos de Bogotá mediante digestión anaerobia* presenta una comparación de propiedades energéticas entre el biogás (obtenido en ese trabajo de grado) y otros gases como el natural, el propano, el metano y el hidrógeno.
3. Ese mismo año, 2016, Bernal y Quintero, en su tesis titulada *Desarrollo de una propuesta para la mejora de un modelo de biodigestor anaeróbico convencional a escala banco a partir de una mezcla de residuos bovinos y lodos en la finca el recodo de Tabio, Cundinamarca*, propusieron una guía metodológica para la elaboración de estos equipos, con miras específicas a mejorar su rendimiento. Es de resaltar que hacen un análisis concienzudo de los parámetros de operación como tiempo de retención hidráulica, temperatura y pH, que están relacionados con la cantidad y calidad del biogás generado. De este trabajo resultó también una publicación en la *Revista de Investigación* de la Fundación Universidad de América, de Lache y Morales, ese mismo año.

4. “Uso energético de la biomasa a través del proceso de gasificación“ (Peña et al., 2017). En este artículo, los autores presentan una revisión sobre diversos métodos para valorizar energéticamente los residuos de biomasa. Dentro de esos métodos resalta la gasificación. Lo más relacionado de dicha revisión con este capítulo es la composición promedio del gas obtenido (asociado a un gas de síntesis) en un proceso típico de gasificación de biomasa residual, donde se observa que es mayoritariamente N_2 , seguido de H_2 , CO , CO_2 , CH_4 y en menor proporción, contaminantes como cloro, alquitranes, azufre, material particulado, entre otros. Una crítica: no especifican si los porcentajes de cada componente son molares, máxicos o volumétricos.
5. Más recientemente Suárez y Valencia (2017) realizaron el diseño a escala laboratorio de un sistema que buscaba lograr las condiciones adecuadas para usar el gas de síntesis como combustible para un motor de combustión interna. Presentan una detallada descripción de la composición del gas de síntesis (con porcentajes volumétricos), porcentajes de humedad típicos, densidad, poder calorífico, así como flujos de este gas a la salida de un gasificador convencional, indicando que muchas propiedades dependen de la composición.
6. Baquero Cadena y Murillo Malpica (2019), en su trabajo sobre obtención de biogás a partir de la digestión anaerobia realizada a los lodos de una planta de tratamiento de aguas residuales, en el municipio de La Mesa, Cundinamarca, encontraron que era mejor enriquecer el lodo con gallinaza. De esta forma, establecieron una relación entre las variables de composición a la entrada y a la salida del proceso, específicamente entre la relación C/N (carbono : nitrógeno) de la materia prima y el volumen final de gas metano. Otra variable que optimizaron fue el pH, con un valor de 7,5. El biogás obtenido presentó un poder energético alto, aunque el volumen no fue suficiente para compensar el gasto energético del proceso.
7. Betancur y Lancheros (2017) propusieron dos alternativas para la recuperación de condensados en el tratamiento del gas natural y, dentro de esas propuestas, realizaron el diseño de los equipos de separación, tipo turbo expansor. Para este diseño, específicamente, el del separador bifásico

V-200, consideraron inicialmente gas ideal, pero debido a las altas presiones y bajas temperaturas, propias de este proceso, al final llevaron a cabo la simulación en el programa Aspen Hysys, empleando la ecuación de gas real Peng-Robinson (Peng y Robinson, 1976), cuyo uso es muy difundido para operaciones de equilibrio líquido-vapor.

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2}$$

En la que V_m es el volumen molar del gas (volumen / mol); $R = 8,314 J / mol * K$. Constante universal de los gases ideales. Ahora bien, este es el término que toma en cuenta las interacciones moleculares:

$$a = \frac{0,4572R^2T_c^2}{P_c}$$

Este es el volumen medio de cada partícula:

$$b = \frac{0,0778RT_c}{P_c}$$

Por último, esta es la función de corrección, relacionada con la temperatura reducida (T_r) y el factor acéntrico (ω):

$$\alpha = (1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - T_r^{0,5}))^2$$

8. Sechage Cortes et al. (2017) plantean los balances de masa y energía, despreciando el de cantidad de movimiento para el proceso de pirólisis de cuesco de palma africana realizado en un reactor de lecho fijo tubular. Se parte de una caracterización de propiedades del material como poder calorífico, componentes químicos, análisis elemental, análisis próximo y análisis morfológico. Posteriormente, se describe la fenomenología del proceso, partiendo de los balances de materia y energía, haciendo suposiciones para restringir el modelo y poderlo manejar. Aun así, el sistema de

ecuaciones diferenciales que se obtiene es bastante complejo y depende de otros factores adicionales que se deben determinar experimentalmente para el cuesco como tal.

9. Se mencionan a continuación otros trabajos de grado que involucran manejo de mezclas de gases ideales, y que están disponibles en el Repositorio Digital Lumieres de la Fundación Universidad de América:
 - Pinzón Londoño, L. A. (2016) desarrolló una propuesta de un sistema de secado solar térmico para biomasa de café tipo borra en la planta de Bugalagrande de Nestlé S. A. con aire seco natural, para obtener una alternativa de secado que fuera económica y técnicamente viable.
 - Fúquene Linares y López Puerto (2017) evaluaron la alternativa de valorizar energéticamente el gas de síntesis obtenido por gasificación de residuos sólidos agrícolas. El empleo del gas de síntesis sería en una celda de combustible sólido que permite una valorización energética superior de dicho residuo.
 - Agudelo Álvarez (2017) realizó los balances de materia y energía en las dos etapas del proceso de obtención de carbón activado con cuesco de palma: carbonización y activación. Esto, después de haber establecido las condiciones de tiempo y temperatura adecuadas para obtener las mejores propiedades del carbón en laboratorio. El balance para la carbonización incluye dos corrientes de entrada: aire y cuesco de palma, y dos corrientes de salida: cuesco carbonizado y gases.
 - Sánchez Alfonso et al. (2018) desarrollaron el modelo para el proceso de gasificación del mismo material, cuesco de palma africana, y concluyeron que la solución de los modelos matemáticos planteados permite obtener los perfiles espacio-temporales de concentración, temperatura, presión y velocidad.
10. Otros autores en la Fundación Universidad de América que han trabajado sobre el biogás, y cuyas tesis están disponibles en el Repositorio Lumieres son Forero Carrasco y Sánchez Quevedo (2017); Bernal Patiño y Suárez Ramírez (2018); Gutiérrez Tamayo y Rodríguez Torres (2018); Heredia

Ramírez (2019); Pérez Plata y Ríos Arredondo (2018); Aponte Díaz y Vélez Contreras (2019); Hernández Ramírez, y Ramírez Saavedra (2019); Jaramillo Gutiérrez y Tamayo Mateus (2019); Mora Aguirre y León López (2020); y, Pérez Peña y Velandia Blanco (2020).

11. Finalmente, se cuentan algunas tesis y una monografía con fecha anterior a la creación del Repositorio Lumieres, y a las que solo se puede acceder mediante disco compacto, relacionadas con la producción y caracterización del biogás obtenido y con la digestión de residuos sólidos. Hay una tesis sobre obtención de biohidrógeno con cultivo microalgal (no se cuenta con referencia APA de estos documentos):

- *Utilización del relleno sanitario Doña Juana con fines energéticos.* René Medina. (1992).
- *Dimensionamiento de un biodigestor.* Freddy Rubiano. (1996).
- *Estudio de factibilidades para la implementación de la tecnología de producción de biogás en la zona de Boyacá, Cundinamarca, Meta y Tolima.* Wilson Gaitán. (1999).
- *Caracterización del biogás generado en la planta de tratamiento de aguas residuales de Bavaria S. A. Cerveza de Bogotá, alternativas de tratamiento y usos.* Ángela González. (2001).
- *Diseño de un sistema digestor para la obtención de biogás a partir de desechos orgánicos destinado a la granja porcícola Villa Sarita.* Jesús Daza. (2002).
- *Estudio técnico-económico para la implementación de un sistema de purificación del biogás producido en la planta de tratamiento de aguas residuales de Bavaria S. A. Cervecería de Bogotá.* Rebeca Arango. (2006).
- *Diseño conceptual de una planta piloto para producción de biogás a partir de residuos vegetales generados en la industria de la floricultura, en la sabana de Bogotá.* Héctor Rodríguez. (2006).
- *Simulación de un sistema anaerobio para la obtención de biogás a partir de los desechos orgánicos generados en la finca el Triunfo.* Jessica Casas. (2007).

- *Diseño de un biodigestor anaeróbico para el procesamiento de residuos orgánicos y obtención de abono formulado y biogás.* Hugo Blanco. (2007).
- *Diseño de un sistema de aprovechamiento de excreta porcina para la generación de biogás en la granja integral María Alejandra.* Camilo Amaya. (2008).
- *Diseño de un biodigestor tipo batch para la producción de biogás y experimentación de tipo académico con residuos sólidos urbanos residenciales.* Frankly Fonseca. (2008).
- *Ingeniería básica para el proceso de generación de biogás, a partir de porquinaza, en la finca Veraguas (Tocancipá).* Cristhian Moreno. (2009).
- *Desarrollo de la ingeniería básica del sistema de producción de biogás a partir de estiércol de ganado vacuno de la finca Sierra Morena a escala de planta piloto.* César de la Rosa. (2009).
- *Desarrollo de la ingeniería básica para la producción de biogás a partir de desechos orgánicos en la finca Tibamox.* Iván Chávez. (2009).
- *Ingeniería básica para la generación de biogás, a partir de residuos producidos en el procesamiento de palma africana, utilizando como modelo la extractora Palmas Monterrey S. A. ubicada en Puerto Wilches (Santander).* Andrés Albarracín. (2010).
- *Diseño de un biodigestor de flujo inducido con el uso de corrientes térmicas.* Andrés Murcia y Rafael Prieto. (2011).
- *Desarrollo de la ingeniería básica de producción de biogás a partir de aguas negras provenientes del pozo séptico de la finca el Candil - Cota.* Andrea Rincón. (2011).
- *Evaluación de un fotorreactor tubular para la producción de hidrógeno a partir del cultivo de microalga *Chlorella vulgaris* a escala laboratorio.* Tatiana Correa y Daniela Larrota. (2011).
- *Propuesta de mejoramiento para el proceso de digestión anaerobia en la planta el Vivero del municipio de Chía - Cundinamarca.* Johanna Parra. (2014).

- *Desarrollo del proceso de producción de biogás a nivel de planta piloto a partir de residuos orgánicos generados en el frigorífico Ble Ltda.* Ángela Caro. (2014).
- *Desarrollo de un montaje por etapas a nivel banco para la obtención de biogás a partir de residuos vegetales.* Paola Ortega. (2014).
- *Sustitución de gas natural y gas licuado del petróleo por biogás como energía alternativa para Colombia en el sector pecuario.* Luisa Rodríguez. Especialista en Gestión Ambiental. (2014).

Resumen de claves teóricas

Para saber si un gas se comporta como la mayoría de los gases ideales, se calcula el volumen molar, con base en la ecuación de estado de los gases ideales. Si el resultado es mayor a 5 L/mol para gases diatómicos, o a 20 L/mol para otros gases, el error es inferior a 1 %, o sea que sí se comportan idealmente. Se dieron a conocer diferentes valores de la constante universal de los gases ideales en varias unidades. Se habló también de formas variadas de la ecuación de estado de los gases ideales, las condiciones estándar y la variación que sufre el flujo volumétrico al cambiar la presión o la temperatura. La segunda parte de esta guía corresponde a mezclas de gases ideales, tema en el cual se formuló la ley de Dalton para presiones parciales, y se dijo que la ley de Amagat se aplica, con reserva, indicando que las fracciones molares son iguales a las volumétricas para gases ideales. Las aplicaciones de este tema a la investigación, como se ha observado en la breve revisión bibliográfica, se orientan a la producción, evaluación y caracterización de biogás, principalmente obtenido con residuos sólidos, o al manejo de aire para secado, especialmente de productos agroindustriales.

Para recordar:

- *Las fracciones molares no son iguales a las máscas.*
- *Condiciones ideales de un gas: las condiciones estándar no son iguales a las normales. La diferencia principal está en la temperatura: 273,15 K para las primeras y 25 °C (298,15 K) para las segundas.*
- *La masa molar media de una mezcla de gases no corresponde a la suma de las masas molares de los componentes. Su valor estará entre la más pequeña y la más grande masa molar de dichos componentes, debido a la forma como se calcula.*
- *Cuando solo se conozcan la presión y temperatura, en estos problemas de mezclas de gases ideales, se supone una base de cálculo de moles totales de la mezcla.*
- *Las masas, los moles y las presiones de los componentes de la mezcla gaseosa se suman, pero no sus volúmenes individuales.*
- *La densidad de una corriente de gas ideal que entra a un compresor o a cualquier equipo donde se modifique su presión y temperatura cambia. Por ello, cambia también el flujo volumétrico, pero el másico y el molar no.*

Ejercicios propuestos

1. En un recipiente bien cerrado hay una mezcla gaseosa de 56 g de CO, 176 g de CO₂ y 481 g de CH₄, que ejerce una presión sobre el recipiente que la contiene de 800 mmHg. Calcule la presión parcial del CO en la mezcla en mmHg.
2. Dos balones cerrados contienen dos gases, *A* y *B*, respectivamente. La densidad de *A* es el doble de la *B*, y la masa molar de *A* es la mitad de la de *B*. Si los gases se encuentran a la misma temperatura, calcule la relación de la presión de *A* con respecto a la presión de *B*.

3. Si la densidad de un gas A es el doble de la de otro, B , a la misma presión y temperatura, ¿cuánto vale la relación de la masa molar de A con respecto a la masa molar de B ?
4. Una mezcla de gases ideales a 10 bar absolutos y 200 °C en un tanque de 100 m³ contiene 50 % de molar de H₂ y 50 % de molar de N₂. ¿Cuál es la presión parcial del H₂?
5. Una mezcla gaseosa tiene 80 % de N₂; 8 % de O₂ y 12 % de CO₂ en moles. Si está a 20 °C y 745 mmHg absolutos, halle: (a) densidad de la mezcla en g/L; y (b) la presión parcial de CO₂ en Pa.
6. Un gas natural tiene la siguiente composición en volumen: CH₄ 88 %, C₂H₆ 4 % y N₂ 8 %. Este gas se conduce desde un pozo a una temperatura de 30 °C y una presión absoluta de 3,3 atm. Calcular: (a) la presión parcial del N₂ en kPa; (b) el volumen de componente puro en m³ de CH₄ por cada 100 kg de gas, y (c) la densidad de la mezcla en g/L.
7. Seleccione la frase correcta:
 - a) 16 g de oxígeno en condiciones normales ocupan el mismo volumen que 16 g de ozono en las mismas condiciones.
 - b) 22,4 litros es el volumen que ocupa una muestra de gas en condiciones normales.
 - c) Un mol de aluminio ocupa 22,4 litros si lo medimos en condiciones normales.
 - d) Medio mol de cualquier gas a 273,15 K y 760 mm Hg de presión ocupa 11,2 litros.
8. Sin efectuar ningún cálculo, responda: la densidad de un gas a 25 °C y a una presión determinada es 1,5 g/L. Si se duplica la presión manteniendo la temperatura constante, la nueva densidad del gas es en g/L:

a) 0,75 b) 1,5 c) 3 d) Ninguna de las anteriores.
9. En cierto laboratorio se cuenta con un recipiente vacío cuya masa es de 70,00 g. Inicialmente, se agrega nitrógeno gaseoso, se cierra herméticamente y su masa es 74,00 g. Después se introduce un gas desconocido a la misma presión y temperatura y la masa final llega a 75,75 g. Determine la masa molar de este gas.

10. Una persona realiza entre 8 a 16 respiraciones por minuto¹. Cada minuto ingresan a nuestros pulmones entre seis y ocho litros, y por cada 250 mL de oxígeno incorporado al organismo se liberan 200 mL de CO₂². (a) ¿Cuántos litros de oxígeno ingresan a nuestros pulmones al día?; (b) ¿cuántos litros de CO₂ liberamos a la atmósfera en un día normal?; (c) teniendo en cuenta que la presión al interior de los pulmones (presión pleural) es de -5 cm de H₂O cuando realizamos una inspiración³, y que la temperatura corporal es 37 °C, ¿cuántos moles de oxígeno realmente ingresan a nuestro organismo en un día normal?

Referencias

- Agudelo Álvarez, B. L. (2017). *Estandarización del proceso de producción de carbón activado por activación física a partir de cuesco de palma a escala industrial* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6583/1/6112759-2017-2-IQ.pdf>
- Aponte Díaz, I. F., y Vélez Contreras, J. S. (2019). *Evaluación técnica y financiera del uso de un biorreactor anaerobio para el tratamiento de los residuos sólidos orgánicos generados en campo Rubiales como modelo de estandarización* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/7444/1/1016084787-2019-1-IP.pdf>
- Baquero Cadena, L. R., y Murillo Malpica, C. M. (2019). *Evaluación de la producción de biogás mediante digestión anaerobia a partir de lodos residuales de la PTAR Villas del Nuevo Siglo, en la Mesa - Cundinamarca* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/handle/20.500.11839/7613>
- Bernal Patiño, L. E., y Suárez Ramírez, L. S. (2018). *Diseño conceptual de un biodigestor a partir de estiércol vacuno y avícola, producido en la finca el Guarumal, para la obtención de biogás* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6844/1/6102531-2018-2-IQ.pdf>

1 Tomado de <https://medlineplus.gov/spanish/ency/article/007198.htm>. Visto el 21 de octubre de 2019

2 Tomado de <https://accessmedicina.mhmedical.com/content.aspx?bookid=1460§ionid=100105153>. Visto el 21 de octubre de 2019.

3 Tomado de <https://ocw.unican.es/mod/page/view.php?id=552>. Visto el 21 de octubre de 2019.

- Bernal Vélez, D., y Quintero Garzón, D. (2016). *Desarrollo de una propuesta para la mejora de un modelo de biodigestor anaerobio convencional a escala banco a partir de una mezcla de residuos bovinos y lodos en la finca el Recodo de Tabio, Cundinamarca* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/819/1/6112726-2016-2-IQ.pdf>
- Betancur Valbuena, L. P., y Lancheros Torres, P. A. (2017). *Evaluación de dos alternativas con recuperación de condensados en el tratamiento de gas natural con respecto al método Joule Thomson* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6584/1/6112762-2017-2-IQ.pdf>
- Felder, R. M. y Rousseau, R. W. (1991). Capítulo 5, Páginas 191 a 199. En: *Principios elementales de los procesos químicos*, Limusa Wiley, tercera edición.
- Forero Carrasco, M. A., y Sánchez Quevedo, A. C. (2017). *Desarrollo de la ingeniería conceptual del proceso de producción de biogás mediante los residuos orgánicos provenientes de la plaza distrital de mercado Siete de Agosto* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6370/1/6121890-2017-2-IQ.pdf>
- Fúquene Linares, S. A., y López Puerto, L. T. (2017). *Análisis del modelo matemático de una celda de combustible de óxido sólido (SOFC) empleando como combustible el gas de síntesis, producido en la gasificación de biomasa* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6265/1/6121950-2017-1-IQ.pdf>
- García Fernández, L. E., Mejía de Alba, M. F., Murcia Lemus, R. A., y Prieto Rodríguez, R. E. (2011). Diseño de un biodigestor de flujo inducido con el uso de corrientes térmicas. *Revista de Investigación*, 4(1), 31-36. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/778/1/2011639x-2011-2-IM.pdf>
- García Rodríguez, A. M., y Gómez Franco, J. D. (2016). *Evaluación de la producción de biogás a partir de residuos vegetales obtenidos en la Central de Abastos de Bogotá mediante digestión anaerobia* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/667/1/6112733-2016-2-IQ.pdf>
- Gooding, N. (2009). *Balace de materia*. 7ª. Ed. Universidad Nacional de Colombia.
- Gutiérrez Tamayo, P. A., y Rodríguez Torres, C. C. (2018). *Propuesta de mejora del proceso de producción de biogás en Jerusalén - Cundinamarca* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres.

- <http://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6716/1/6122893-2018-1-IQ.pdf>
- Heredia Ramírez, M. X. (2019). *Evaluación del biogás como energía alternativa generado en las chimeneas del relleno sanitario la Esmeralda en Manizales, Caldas* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/7383/1/6112746-2019-1-IQ.pdf>
- Hernández Ramírez, B. A., y Ramírez Saavedra, N. (2019). *Especificación de las condiciones de operación de un biodigestor usando como materia prima estiércol bovino y equino en la finca Villa Italia ubicada en el municipio Paipa (Boyacá)* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/7385/1/6141228-2019-1-IQ.pdf>
- Jaramillo Gutiérrez, M. J., y Tamayo Mateus, D. F. (2019). *Evaluación de la producción de biogás a partir de lodos residuales recolectados de una PTAR, en un reactor de la Pontificia Universidad Javeriana* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/7389/1/6141293-2019-1-IQ.pdf>
- Lache Muñoz, A., Páez Morales, A. I., Bernal Vélez, D., y Quintero Garzón, D. (2016). Estabilización de temperatura en un digestor anaerobio tipo U. A. S. B. alimentado con residuos bovinos y lodos. *Revista de Investigación*, 9(2), 69-83. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6207>
- Mora Aguirre, J. C., y León López, J. E. (2020). *Evaluación de la producción de biogás a partir de estiércol vacuno recolectado en la finca la Carbonera*. [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/7780/1/6131976-2020-1-IQ.pdf>
- Peng, D. Y., y Robinson, D. B. (1976). A new two-constant equation of state. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 15(1), 59-64. <http://dx.doi.org/10.1021/i160057a011>
- Peña, J., Martínez, P., Cortés, M., Chirivi, N., y Mendoza, L. (2017). Uso energético de la biomasa a través del proceso de gasificación. *Revista de Investigación*, 10(2), 165-181. DOI: <https://doi.org/10.29097/2011-639X.89>
- Pérez Peña, S. A., y Velandia Blanco, D. (2020). *Evaluación de la producción de biogás en un reactor metanogénico escalonado (RME) usando cenizas de cascarilla de arroz como material adsorbente para diferentes cargas orgánicas (OLR)* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/7796>

- Pérez Plata, A. F., y Ríos Arredondo, M. C. (2018). *Diseño conceptual de un sistema de tratamiento de aguas residuales para la planta extractora de aceite de palma de la empresa CI Sigra S. A.* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6730>
- Pinzón Londoño, L. A. (2016). *Propuesta de un sistema de secado solar térmico para biomasa de café tipo borra en la planta de Bugalagrande de Nestlé S. A.* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/836>
- Rojas González, A. F. (2012). *Fundamentos de procesos químicos.* Universidad Nacional de Colombia. <https://repositorio.unal.edu.co/handle/unal/55975>
- Sánchez Alfonso, R. A., Durán Peralta, H. A., Aguilar Urriago, L. M., Uribe Aldana, N., y Rojas Forero, A. Y. (2018). Modelo para la gasificación del cuesco de palma aceitera. *Ingenium*, 18(36), 81-100. DOI: <https://doi.org/10.21500/01247492.3433>
- Sechage Cortes, J. S., Gómez Sandoval, D. L., Rodríguez Meléndez, A. G., y Mayorga Betancourt, M. A. (2017). Modelamiento matemático para la pirólisis del cuesco de palma aceitera. *Ingenium*, 18(36), 44-56. <https://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=6333253>
- Suárez Porras, D., y Valencia Bautista, D. F. (2017). *Diseño a escala laboratorio del sistema de acondicionamiento del gas de síntesis para un motor de combustión interna* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6048/1/4112398-2017-1-IM.pdf>

Lista de videos del tema

- Un solo gas ideal. Hallar cuál es.
<https://youtu.be/Si5G4tqUOBk>
- Propiedades de una mezcla de gases ideales. Aplicar ley de Dalton.
https://youtu.be/F_tgMpx9khg
- Mezcla de gases ideales. Aplicar ley de Amagat
https://youtu.be/_8Gw8qAPBJA
- Flujo másico de un componente en una mezcla gaseosa dado el flujo molar
<https://youtu.be/GK452hJpW2Y>
- Porcentajes másicos de una mezcla, dada la masa molar media (dos componentes)
<https://youtu.be/mR6xfvEkyE0>
- Masa molar media de una mezcla gas vapor
<https://youtu.be/kam6kXzKJVM>

CAPÍTULO 4

Gases y vapores

Competencias específicas

- Distinguir entre un gas y un vapor, aplicado a operaciones industriales.
- Calcular presión de saturación, presión parcial del vapor y presión total de una mezcla gas - vapor bajo diferentes condiciones de operación.
- Determinar porcentaje de condensación de un vapor o temperatura necesaria para una cierta condensación.

¿Cuál es la principal diferencia entre un gas y un vapor?

Desde el punto de vista físico son iguales, pero en operaciones unitarias, en las que se trabaja con mezclas de gases y vapores, se distinguen porque el **gas** es no condensable, está más alejado de la fase líquida mientras que el **vapor** sí es condensable. Ejemplos de estas mezclas en la industria: dióxido de carbono - acetona (el CO_2 es el gas, mientras que la acetona es el vapor); tricloroetileno - aire (el SO_3 es el vapor, y el aire es el gas). La mezcla gas - vapor más importante es aire - agua; no solo en ingeniería¹ sino también en la vida diaria está presente cuando se empañan los vidrios de los autos o los espejos en los baños con una ducha caliente, con el rocío de la mañana, el vaho que se forma al respirar en mañanas muy frías, etc. En todos estos casos cotidianos, el vapor de agua es lo que se condensa mientras que el aire (relativamente seco) sigue en su fase gaseosa.

Términos importantes en mezclas gas - vapor

Para el desarrollo de este tema, es necesario aclarar algunos términos fundamentales. Estos son:

1 Para más información sobre aplicaciones industriales, consultar Murphy (2007)

Vaporización. Paso de fase líquida a fase vapor de una sustancia pura. Ocurre a la temperatura de ebullición que corresponda con la presión total. Se conoce por tablas a 1 atm, pero se puede calcular a diferentes presiones. Recuerde que, a mayor presión, el punto de ebullición aumenta, porque a las moléculas del líquido se les dificulta vencer esa presión y pasar al estado gaseoso.

Condensación. Es el proceso inverso a la vaporización. Se da por dos maneras: disminución de la temperatura de un vapor al mantener la presión constante o por aumento de la presión a la misma temperatura.

Presión de saturación. Cuando un líquido alcanza la energía suficiente para pasar al estado gaseoso; tan pronto empieza ese cambio, se dice que la presión que tiene el líquido es la presión de saturación, si se mantiene constante la temperatura.

Temperatura de saturación o punto de ebullición. Cuando la presión del líquido alcanza el valor de la presión total por encima de su superficie se dice que alcanza la temperatura de ebullición o temperatura de saturación a esa presión total.

Ecuación de Antoine

Es una expresión matemática que relaciona la temperatura con la presión de saturación del vapor de sustancias puras (no para mezclas) y viceversa (Gooding, 2009). Se deduce de la ecuación de Clausius - Clapeyron para el cambio de líquido a vapor. Su formulación explícita para la presión es:

$$\log_{10} p = A - \frac{B}{T + C}$$

Donde las constantes A, B y C se encuentran tabuladas en muchas referencias para distintas sustancias. Si se despeja la temperatura, la expresión quedaría así:

$$T = \frac{B}{A - \log_{10} p} - C$$

Los valores de las constantes varían de una tabla a otra, debido a las unidades de presión y de temperatura que se manejen, y también a la forma en que hayan sido calculadas. En la siguiente dirección web puede encontrar una hoja de cálculo para hallar la presión de saturación de varias sustancias a diferentes temperaturas: https://www.fgsalazar.net/html/FQ_ANTOINE.htm

Saturación

Es una forma de expresar la concentración de una mezcla gas - vapor. Análogo al caso de las disoluciones, el solvente se puede asimilar al gas, y el soluto sería el vapor; aunque no siempre el “soluto” (vapor) estará en menor proporción. En una mezcla gas - vapor cuando la presión parcial del vapor alcanza el valor máximo que puede tener a esa misma temperatura y presión total se dice que el gas está **saturado**.

Saturación relativa. Es la relación entre la presión parcial del vapor y la presión de vapor del líquido a la misma temperatura a que se encuentra. Indica qué tan cerca está el vapor de alcanzar la saturación en esa mezcla, es decir, que la presión parcial sea igual a su presión de saturación o presión máxima. Se expresa en porcentaje y se representa por (S_R).

$$S_R = \frac{p_i}{p_i^*} * 100 \%$$

Donde p_i es la presión parcial del vapor. Y p_i^* es la presión de saturación del vapor, que se calcula con la ecuación de Antoine a la temperatura de la mezcla.

Saturación porcentual. Relación en porcentaje entre el número de moles que hay por unidad molar de gas exento de vapor y el número de moles de vapor que habría por unidad molar de gas exento de vapor si la mezcla estuviera saturada. Permite ver qué tan cerca está el vapor de su saturación, pero basado en los moles existentes y los máximos que habría en esas condiciones. Se calcula por la siguiente expresión:

$$S_P = \frac{n_i}{n_i^*} * 100 \%$$

n_i = moles de vapor por mol de gas exento de vapor realmente presente.
 n_i^* = moles de vapor por mol de gas exento de vapor en la mezcla saturada. Sin embargo, se usa otra ecuación mejor:

$$S_P = S_R * \left[\frac{P - p_i^*}{P - p_i} \right]$$

Donde P es la presión total de la mezcla, p_i^* es la presión de saturación del vapor.

Mezclas aire - agua

Humedad

Es la medida de la concentración de vapor de agua en el aire húmedo. Hay que recordar que el “aire húmedo” es la mezcla de aire seco más vapor de agua. El aire seco es el componente no condensable y el vapor de agua es el componente condensable de la mezcla.

Humedad absoluta. Para evitar confusiones con la nomenclatura, se usará indistintamente el signo S_a , tanto si se trata de una mezcla gas - vapor en general, como si se trata de la mezcla aire - agua, en particular. En este caso corresponde a la masa de vapor de agua por unidad de masa de aire seco. Cuando la relación es mol de vapor de agua por mol de aire seco se denomina **humedad molar** y se representa por S_m .

Humedad molar:

$$H_m = p_{H_2O} / p_{A.S.} = \frac{n_{H_2O}}{n_{A.S.}}$$

O también se puede calcular como:

$$H_m = \frac{p_{H_2O}}{P_T - p_{H_2O}}$$

Humedad absoluta (másica):

$$H_a = H_m \frac{M_{H_2O}}{M_{A.S.}}$$

Donde las masas moleculares son: 18 g/mol para el agua y 28,84 para el aire seco (considerando el aire seco compuesto por 21 % molar de O₂ y 79 % molar de N₂). De esta manera:

$$H_a = 0,624 H_m$$

Humedad relativa. Es lo mismo que la saturación relativa, solo que ahora aplicada al caso específico de mezclas aire - agua.

$$H_R = \frac{p_{H_2O}}{p_{H_2O}^*} 100 \%$$

Porcentaje de humedad. Lo mismo que para el caso de saturación relativa. Aquí es una saturación porcentual aplicada al caso aire - agua:

$$H_P = H_R * \left[\frac{P - p_{H_2O}^*}{P - p_{H_2O}} \right]$$

Temperaturas

Temperatura de bulbo seco. Se mide directamente con un termómetro dentro de la mezcla. Se representa por (T_s). Se lee en el eje X del diagrama psicrométrico. Generalmente es la temperatura más alta en los problemas de mezclas aire - agua.

Temperatura de bulbo húmedo. Es la temperatura de equilibrio alcanzada por una pequeña cantidad de líquido que se evapora en una gran cantidad de mezcla gas - vapor insaturada. Se representa por (T_h). Puede usarse para medir la humedad. Se recubre el depósito del termómetro con una envoltura empapada con líquido del vapor presente en el gas seco. Se hace pasar rápidamente una corriente de gas no saturado. Parte del líquido se evapora, desciende la temperatura, y cuando la del algodón húmedo es inferior a la de la mezcla gas - vapor se inicia una transferencia de calor. La temperatura de bulbo húmedo es la que marca el termómetro cuando se llega al equilibrio dinámico, en el que el calor

cedido por el gas es igual al incremento de entalpía del líquido vaporizado. En el diagrama psicrométrico se lee en una escala sobre la línea de saturación relativa de 100 %, de manera diagonal.

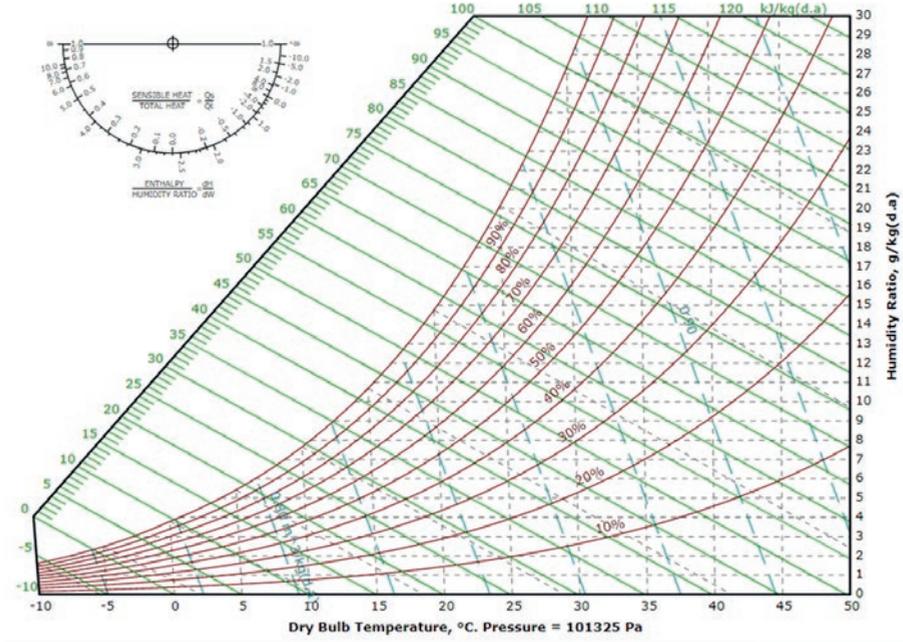
Punto de rocío. Es la temperatura a la cual una mezcla gas - vapor comienza a saturarse durante un enfriamiento a presión constante. Se representa por (T_r). Se puede leer de la línea de saturación relativa de 100 %, de forma horizontal, en el diagrama psicrométrico.

Saturación adiabática

Un proceso adiabático es aquel que no intercambia calor con el medio que lo rodea. Consiste en saturar el aire haciéndolo pasar por un recipiente con agua durante un tiempo determinado. El recipiente se aísla para evitar la transferencia de calor con los alrededores. Las líneas de temperatura de bulbo húmedo constante en el diagrama de humedad son también líneas de saturación adiabática.

Diagrama psicrométrico

Es la representación gráfica de las ecuaciones analíticas de las mezclas aire - vapor de agua a la presión atmosférica normal (Rojas González, 2012). También se pueden encontrar o elaborar a otras presiones atmosféricas locales. En este diagrama se representa la temperatura como abscisa (eje X) y la humedad absoluta en el eje de las ordenadas. Las humedades relativas son curvas paralelas a la curva relativa del 100 %, y con cada una se obtiene la humedad del aire en función de su temperatura. Un ejemplo de aplicación de esta herramienta se presenta en el trabajo de Salgado y Cardona (2017), en el que utilizaron la carta psicrométrica de Bogotá para hallar la temperatura de bulbo húmedo y la humedad absoluta del aire, al inicio del proceso de secado, en unas condiciones de 25 °C de temperatura de bulbo seco y humedad relativa del 30 %. Un trabajo que se extiende en la elaboración de una carta psicrométrica para la ciudad de Bogotá es el de Santana y Cubillos (2016), y se apoya de un programa de uso libre para el cálculo de las propiedades de la mezcla aire - agua.

Figura 4. Diagrama psicrométrico a 1 atm

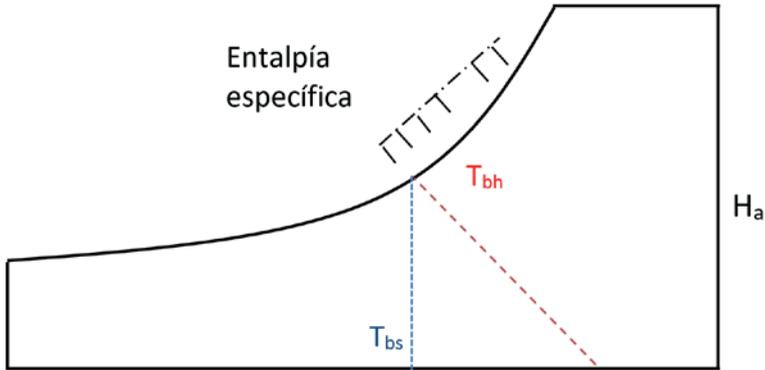
Nota. Imagen tomada y modificada de <http://www.flycarpet.net/en/PsyOnline> © 2021 - FlyCarpet Inc

Representación de las zonas de un diagrama psicrométrico

Los puntos a la izquierda de la curva de saturación son mezclas de aire saturado con agua en estado líquido, lo que provoca bruma, indicando que ya el vapor de agua se condensó. Cualquier punto localizado a la derecha de la curva de saturación representa una mezcla bien definida de aire y vapor de agua; de interés en este tema.

Isotermas en el diagrama psicrométrico. Sobre el diagrama psicrométrico se pueden trazar las líneas de temperatura constante o isotermas, de bulbo seco (T_{bs}) paralelas al eje de la humedad absoluta (azules) como lo indica la figura 5.

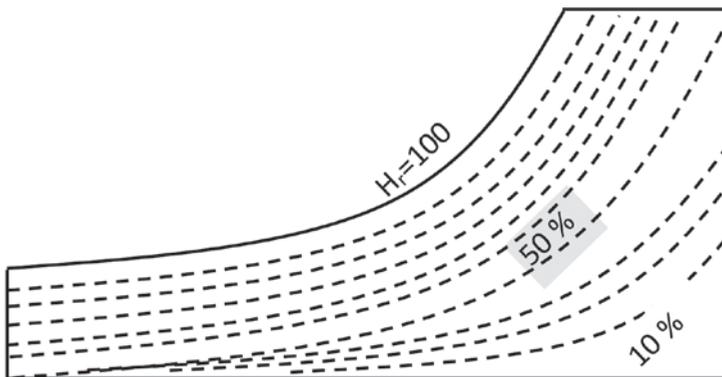
Figura 5. Representación de isothermas de bulbo seco y de saturación adiabática



Nota. Las líneas inclinadas con pendiente negativa corresponden a las líneas de saturación adiabática (entalpía de saturación específica), que coinciden con las líneas de la temperatura de bulbo húmedo (T_{bh}) para el caso de la mezcla aire - vapor de agua. Tienen diferente escala, aunque comparten la misma línea.

Isolíneas de humedad relativa. Las curvas localizadas entre el eje de las abscisas y la curva de saturación corresponden a las isolíneas de humedad relativa, cuyo valor disminuye a medida que se alejan de la curva de saturación hacia la derecha (ver figura 6).

Figura 6. Representación de las isolíneas de humedad relativa



Nota. La figura representa las líneas de humedad relativa con disminución a medida que se alejan de la curva de saturación.

Líneas auxiliares. Además de las isolíneas anteriores existen gráficas auxiliares diagonales: volumen saturado (m^3 vapor de agua/ kg aire seco) y entalpía de saturación (kJ / kg aire seco). Esta última comparte las líneas de temperatura de bulbo húmedo constante, pero tiene diferente escala, obviamente. Las líneas de volumen saturado son diagonales también, pero con una pendiente diferente a las de entalpía, además de que sus intervalos son más grandes y por ende toca interpolar gráficamente en muchas ocasiones para localizar un valor, lo que conlleva grandes errores en esta determinación.

Ejercicios resueltos

Ejercicio 1

Una mezcla de CO_2 saturada con C_6H_6 está a 30°C y 2 atm de presión absoluta total. Determine: (a) saturación molar; (b) saturación absoluta (másica); (c) composición molar, y (d) densidad de la mezcla en g/L.

Solución

Lo primero es resaltar que dice “saturada”, esto significa que la saturación relativa y la porcentual valen 100 %, porque la presión parcial del vapor de benceno es igual a su presión de saturación a 30°C . Y también es obvio por la lectura que el vapor es el benceno, porque dice saturada con C_6H_6 , no con CO_2 . Ahora, por ecuación de Antoine se halla la presión de saturación del C_6H_6 .

$$\log_{10} p = A - \frac{B}{T + C}$$

Se reemplazan las constantes de Antoine para el benceno, obtenidas de Poling et al. (2001):

$$\log_{10} p \text{ (bar)} = 3,98523 - \frac{1184,240}{30 + 217,572} = -0,7982$$

$$p = 10^{-0.7982} = 0,1591 \text{ bar} = 0,157 \text{ atm}$$

La presión parcial del vapor de C_6H_6 en la mezcla es igual a su presión de saturación, o sea 0,157 atm. Aplicando la ley de Dalton, se halla la fracción molar del benceno:

$$y_{C_6H_6} = \frac{p_{C_6H_6}}{P_T} = \frac{0,157}{2} = 0,0785$$

Y ahora la relación entre la saturación y la fracción molar:

$$S_m = \frac{y_{C_6H_6}}{1 - y_{C_6H_6}} = \frac{0,0785}{1 - 0,0785} = 0,0852$$

Para la saturación absoluta se debe multiplicar por la relación entre las masas molares del vapor a la del gas, así:

$$S_a = S_m \frac{M_{C_6H_6}}{M_{CO_2}} = 0,0852 \frac{78}{44} = 0,151$$

La composición molar se puede dar en fracción molar o en porcentaje molar. En este caso, en fracciones molares. Habiendo hallado antes la fracción molar del benceno, 0,0785; ya queda calcular la del dióxido de carbono:

$$y_{CO_2} = 1 - y_{C_6H_6} = 1 - 0,0785 = 0,9215$$

Para la densidad de la mezcla, primero hay que determinar la masa molar media, haciendo uso de la siguiente expresión:

$$\bar{M} = \sum y_i * M_i = \frac{[(0,0785 * 78) + (0,9215 * 44)]g}{mol} = 46,67g/mol$$

$$\rho = \frac{P \bar{M}}{R T} = \frac{2 atm * 46,67 g/mol}{0,082 \frac{atm * L}{mol * K} * 303,15K} = 3,75 g/L$$

Respuestas:

$$(a) S_m = 0,0852 \frac{mol C_6H_6}{mol CO_2}; (b) S_a = 0,151 \frac{g C_6H_6}{g CO_2};$$

$$(c) y_{C_6H_6} = 0,0785; y_{CO_2} = 0,9215, (d) \rho = 3,75 g/L$$

Ejercicio 2

Una mezcla de N_2 con tolueno, C_7H_8 , tiene un 80 % de saturación relativa y está a $50\text{ }^\circ\text{C}$ y 1 atm de presión absoluta total. Determine: (a) saturación porcentual; (b) saturación molar; (c) saturación absoluta, y (d) temperatura necesaria para que se condense el 50 % del tolueno inicial.

Solución

En este caso, primero se determina la presión de saturación del vapor de tolueno con la ecuación de Antoine, reemplazando las constantes del tolueno:

$$\log_{10} p \text{ (bar)} = 4,05 - \frac{1327,62}{50 + 217,625} \rightarrow p = 0,123 \text{ bar} = 0,121 \text{ atm}$$

Ahora, la presión parcial del vapor de tolueno se calcula por la saturación relativa, así:

$$S_R = \frac{p_{C_7H_8}}{p_{C_7H_8}^*} 100\% \rightarrow p_{C_7H_8} = 80\% * \frac{0,121 \text{ atm}}{100\%} = 0,0968 \text{ atm}$$

La saturación porcentual se calcula así:

$$S_P = S_R * \left[\frac{P - p_{C_7H_8}^*}{P - p_{C_7H_8}} \right] = 80\% \left[\frac{1 - 0,121}{1 - 0,0968} \right] = 77,9\%$$

Para la saturación molar se requiere previamente la fracción molar, por ley de Dalton:

$$y_{C_7H_8} = \frac{p_{C_7H_8}}{P_T} = \frac{0,0968}{1} = 0,0968 \rightarrow S_m = \frac{0,0968}{1 - 0,0968} = 0,1072$$

La saturación másica:

$$S_a = S_m * \frac{M_{C_7H_8}}{M_{N_2}} = 0,1072 * \frac{92}{28} = 0,3521$$

Para determinar la temperatura necesaria para condensar el 50 % del tolueno inicialmente presente en la mezcla, como no se tienen indicios de la cantidad inicial, se toma una base de cálculo de 1 mol de mezcla inicial. Entonces, habrá 0,0968 moles de tolueno y el resto será nitrógeno, o sea: $1 - 0,0968 = 0,9032$ moles de N_2 . Ahora, lo que se condensa es el 50 % del tolueno o sea la mitad:

$$n_{C_7H_8 \text{ Condensados}} = 0,5(0,0968 \text{ moles}) = 0,0484 \text{ moles}$$

Y queda la otra mitad sin condensar, como vapor, todavía presente en la mezcla final. Lo que se condensa se separa por gravedad como líquido, mientras que lo que no se condensa sigue como vapor en la mezcla final. Ahora se calcula la fracción molar del vapor de tolueno en la mezcla final, como los moles de tolueno no condensados sobre los moles de tolueno no condensados más los de nitrógeno (que no cambian porque el nitrógeno no se condensa):

$$y_{C_7H_8, \text{final}} = \frac{0,0484}{0,0484 + 0,9032} = 0,05086$$

Con esta fracción, aplicando la ley de Dalton, se determina la presión parcial de vapor de tolueno final, que va a ser la misma presión de saturación, porque el vapor queda saturado, al realizarse un cambio de fase:

$$p_{C_7H_8}^* = p_{C_7H_8} = y_{C_7H_8, \text{final}} * P_{\text{Final}} = 0,05086 * 1 \text{ atm} = 0,05086 \text{ atm} = 0,0515 \text{ bar}$$

Hay que anotar que la presión final de la mezcla es la misma que la presión inicial, porque el proceso es un enfriamiento a presión constante. CUIDADO, la presión constante es la presión total de la mezcla, no la del vapor. Y finalmente, se determina la temperatura por la ecuación de Antoine despejada para tal efecto:

$$T = \frac{B}{A - \log_{10} p} - C = \frac{1327,62}{4,05 - \log_{10} 0,0515} - 217,625 = 31,08 \text{ } ^\circ\text{C}$$

A esa temperatura habría que enfriar la mezcla (desde 50 °C) a presión constante para condensar el 50 % del tolueno inicialmente presente.

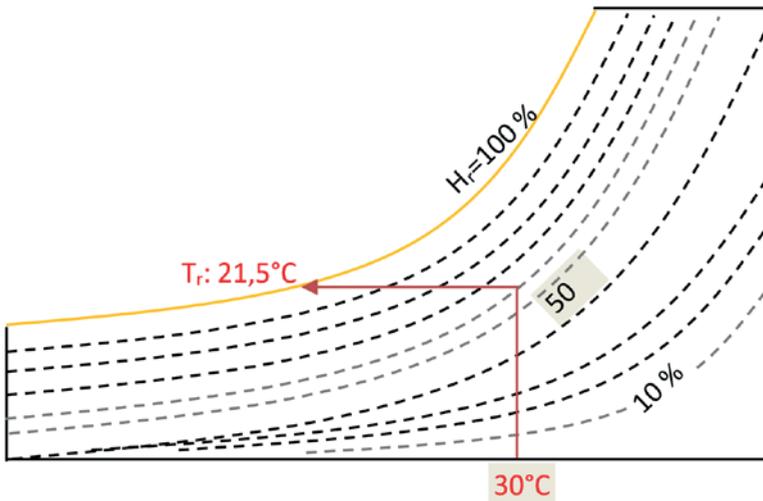
Ejercicio 3

El aire de una ciudad, a presión atmosférica estándar, tiene durante el día una temperatura de bulbo seco de $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ con una humedad relativa del 60% . Si la temperatura durante la noche descende a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$, determine si se producirá rocío o no.

*Solución***Método gráfico**

Se usa la carta psicrométrica. Primero hay que localizar el punto correspondiente a la temperatura y humedad relativa durante el día. Para ello se ubica la temperatura de bulbo seco en el eje X . De ahí se traza una vertical hacia arriba (línea roja) hasta donde se corte con la isolínea de humedad relativa correspondiente al 60% . Luego, se traza una horizontal hacia la curva de saturación (línea amarilla), es decir, 100% de humedad relativa. Ahí se lee la temperatura: punto de rocío para esas condiciones ($T_r = 21,5\text{ }^{\circ}\text{C}$). Si esa temperatura, leída en la carta, es menor a la temperatura que da el enunciado, **no** alcanzará a formarse el rocío. Si es mayor, indica que en la noche la temperatura descende suficientemente para que se alcance a formar rocío.

Figura 7. Diagrama psicrométrico para el ejercicio 3



Nota. En este caso, como $21,5\text{ }^{\circ}\text{C} > 20\text{ }^{\circ}\text{C}$, sí se producirá rocío. Porque la temperatura por la noche descende $1,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ por debajo del punto de rocío.

En general, cuanto mayor sea la humedad relativa inicial de un proceso, menor será la diferencia entre la temperatura de rocío y la temperatura de bulbo seco inicial, es decir, se producirá rocío con una ligera disminución de la temperatura.

Método analítico

Se busca la presión de saturación del vapor de agua a la temperatura de bulbo seco del día en la tabla de presión de vapor de agua a diferentes temperaturas. Luego se calcula la presión que tiene realmente el vapor, con la humedad relativa. Se busca en la misma tabla la presión de vapor en la noche a la temperatura final. Y si esta presión es mayor que la calculada con la saturación relativa, entonces se forma rocío. De lo contrario, no. A 30 °C, según la tabla 9, la presión de saturación es 31,85 mmHg.

$$H_r = \frac{p_{H_2O}}{P_{H_2O}^*} * 100 \%$$

$$p_{H_2O} = 60 \% * \frac{31,85 \text{ mmHg}}{100 \%} = 19,11 \text{ mmHg}$$

En este caso, esta presión es la que tiene el vapor a T_1 , y sería la misma presión de saturación para que se formara rocío. A 20 °C (T_2), según la tabla 9, la presión de saturación es 17,55 mmHg. Ahora, si se cumple que:

$$p_{H_2O, T_1} > p_{H_2O, T_2}$$

se formará rocío. En este caso:

$$19,11 \text{ mmHg} > 17,55 \text{ mmHg}$$

Sí se forma rocío.

Tabla 9. Presión de vapor del agua a temperaturas de 20 a 30 °C

Temperatura, °C	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Presión de vapor, mmHg	17,55	18,7	19,80	21,13	22,41	23,81	25,22	26,82	28,41	30,10	31,85

Nota. Tabla basada en datos de Felder y Rousseau (1991).

Aplicaciones a la investigación

- Hay varias tesis de grado anteriores a 2014, que, por su título y sinopsis, estudian *vapores* en sectores industriales como producción petrolera, recuperación de solventes flexográficos y tratamientos de aguas. Se mencionan en la tabla 10 algunos de estos trabajos, ya que la información no está digitalizada.

Tabla 10. Trabajos de Grado Relacionados con Vapores y Anteriores a 2014 (FUA)

Título	Sinopsis	Autores / Programa	Año
<i>Estudio y diseño de un sistema de separación de mercurio contenido en lodos para Alco Ltda.</i>	Diseña un sistema basado en evaporación, condensación y extracción para recuperar mercurio de lodos	José Danilo Peláez P. y Yesid Leonel Rodríguez. Ing. Mecánica	1993
<i>Evaluación del tratamiento de aguas de producción por evaporación para yacimientos petroleros</i>	Presenta la evaporación como alternativa de disposición del agua de producción asociada a pozos petroleros	Felipe Martín Baquero y Federico Wiczorek. Ing. de Petróleos	1996
<i>Condensación de vapores residuales en una planta de recuperación de proteína</i>	Evalúa técnica y teóricamente un sistema de condensación de vapores en los procesos de hidrólisis y secado de la planta	Francisco Cubides y Yamile Huertas. Ing. Química	1997
<i>Cuantificación y control del diisocianato de tolueno presente en el aire en fábricas productoras de poliuretanos</i>	Cuantifica y evalúa el riesgo asociado a la exposición de trabajadores en empresas de espumas de poliuretano, al diisocianato de tolueno	Alfonso Rodríguez Pinilla y Raúl Santacruz Cárdenas. Ing. Química	1998

Continúa tabla...

Título	Sinopsis	Autores / Programa	Año
<i>Diseño de un horno de galvanizado y el sistema de secado de piezas</i>	Aplica psicrometría al diseño del secador con aire caliente	Rafael Cadena y Arturo Chinchilla. Ing. Mecánica	2000
<i>Tutorial para diseño de cartas psicrométricas</i>	Da una guía para elaborar cartas psicrométricas a presiones distintas a la atmosférica partiendo de documentos técnicos y usando un lenguaje de programación	Daniel Mendoza. Ing. Mecánica	2004
<i>Evaluación de factibilidad para la recuperación de vapor proveniente del proceso de saponificación en la planta de Azul K S. A.</i>	Caracteriza fisicoquímicamente el vapor generado en el proceso y propone dos alternativas de condensación	Juana Guevara y Juan Hernández. Ing. Química	2010
<i>Evaluación de las emisiones de BTX/VOC en la deshidratación de gas natural por medio de simuladores</i>	Simula el proceso de deshidratación de gas natural por condensación del vapor. Tiene en cuenta la formación de compuestos orgánicos volátiles (COV en español, o VOC en inglés)	Lauren Lugo y Gustavo Medina. Ing. Química	2011
<i>Evaluación de un proceso a escala piloto que permita la recuperación de mercurio líquido y tierras raras, a partir de CFL de tipo espiral en Havells Sylvania Colombia S. A.</i>	Evalúa a nivel laboratorio la mejor alternativa para recuperar mercurio líquido y tierras raras, escalando el proceso a planta piloto	Tatiana Galindo y Helena Yate. Ing. Química	2012
<i>Evaluación técnica y financiera de un sistema de recuperación de vapores de solventes en la línea de pastas de embrague en Incolbest S. A.</i>	Evalúa el sistema, partiendo del diagnóstico para determinar dónde y cuántos vapores (COV) se generan. Tiene en cuenta flujos másicos, presión y temperatura para los balances de masa	Ginna Paola Bustos. Ing. Química	2013
<i>Propuesta de un sistema de adsorción para la recuperación de COV en la empresa FIQ LTDA².</i>	Plantea la adsorción para recuperar COV en corrientes de aire de baja o media concentración	Diana Marín y Mónica Velásquez. Ing. Química	2016

² Aunque es de 2016, este trabajo no se encuentra en el repositorio digital de la Universidad de América.

2. María Angélica Parra (2017) estudió teórica y experimentalmente ocho equilibrios líquido - vapor para el sistema binario ácido propiónico y agua. El artículo “Test de consistencia termodinámica para equilibrios líquido - vapor isobáricos de mezclas binarias”, elaborado junto a Yovany Morales, del Grupo de Investigación en Procesos de Separación no Convencionales, GPS de la Universidad de América, aplica algo similar: la evaluación de modelos termodinámicos al equilibrio de la mezcla binaria benceno - 2 propanol.
3. En trabajos relacionados con secado directo se aplican los conceptos de vaporización y condensación, por ejemplo, en el trabajo de Pérez (2017), en el que propone las mejoras a un diseño de un secador de bandejas a vacío.
4. En cuanto a destilación se destaca el trabajo de Arias y Tamayo (2017) para recuperar solventes de una industria flexográfica. Los vapores en su mayoría compuestos por derivados aromáticos (benceno, tolueno, etc.) se recuperan del residuo líquido, por diferencia en sus puntos de ebullición o volatilidad relativa. Compararon los métodos de separación mecánicos y de equilibrio, y aplicaron una metodología para selección de un método óptimo, teniendo en cuenta criterios económicos, técnicos y ambientales.
5. En años recientes se han hecho trabajos sobre inyección de vapor en pozos petroleros como parte de métodos de recobro mejorado, sobre análisis de sistemas de generación de vapor, desarrollo de herramientas numéricas para curvas de residuo y líneas de univolatilidad (en destilación), así como en la optimización de una torre de destilación y el diseño de un sistema para recuperar calor como parte de una integración energética.

Resumen de claves teóricas

Un gas se diferencia de un vapor, principalmente, en que el primero no se condensa fácilmente, mientras el segundo sí, coexistiendo con su fase líquida muchas veces. Se considera la mezcla de un gas y un vapor, ideales, como tema de esta guía. Se analizó la relación entre la presión de saturación de un vapor y su temperatura. La ecuación de Antoine permite calcular una variable, conocida la otra. Así como de mezclas de sólidos, o de líquidos, se habló de composición, expresada en forma general como *saturación*. Una mezcla gas - vapor muy importante, no solo en la industria sino más aún para la vida, es la mezcla

aire - agua. Esta ocupó la segunda parte de la guía, con puntos como humedad y sus maneras de cuantificarla, también se señalaron temperaturas de bulbo seco, bulbo húmedo y punto de rocío, y la carta psicrométrica, herramienta de uso rápido y preliminar para tener una buena aproximación de las propiedades de dicha mezcla.

Para recordar:

La presión total es la suma de la presión del gas más la del vapor (Por ley de Dalton). La presión de saturación del vapor es la máxima que tendría a la temperatura de la mezcla, que para el caso aire - agua es la misma temperatura de bulbo seco. En la mayoría de los casos, la presión parcial del vapor es inferior a su presión de saturación. Solamente cuando la mezcla gas - vapor está saturada (saturación relativa y saturación porcentual iguales a 100 %), la presión parcial del vapor alcanza su presión de saturación a una temperatura dada. La presión parcial de un vapor se corresponde con su temperatura de punto de rocío, mientras la presión de saturación se corresponde con la temperatura de la mezcla o de bulbo seco. Solamente cuando la mezcla aire - agua está saturada (humedad relativa y humedad porcentual iguales a 100 %), las temperaturas de bulbo seco, bulbo húmedo y punto de rocío son iguales. La humedad absoluta es mayor a la fracción másica del vapor de agua, porque implica solo relación entre masa de agua y masa de aire seco, no con respecto a la masa total del aire. De manera similar ocurre con la humedad molar, la cual es mayor a la fracción molar del vapor de agua. Ninguna tiene unidades, pero se les suele agregar información como moles de vapor sobre moles de gas seco o kg de vapor de agua sobre kg de aire seco.

Ejercicios propuestos

1. Explique de una manera sencilla la diferencia entre gas y vapor.
2. El vaho que exhala un estudiante cuando sube hacia los salones del campus de la Universidad corresponde a: ¿aire, vapor de agua o agua condensada?; ¿siempre se formará? Explique.
3. Teniendo en cuenta el punto de ebullición normal de los siguientes compuestos, diga cuáles serán gas, cuáles serán vapor y cuáles estarán como líquidos, coexistiendo con su vapor, a temperatura ambiente (aproximadamente $20\text{ }^{\circ}\text{C}$) y presión atmosférica estándar: He ($-268,4\text{ }^{\circ}\text{C}$); NH_3 ($-33,4\text{ }^{\circ}\text{C}$); metanol ($65\text{ }^{\circ}\text{C}$); butano ($-0,5\text{ }^{\circ}\text{C}$); pentano ($36,1\text{ }^{\circ}\text{C}$), trimetilamina ($3,5\text{ }^{\circ}\text{C}$); etilamina ($17\text{ }^{\circ}\text{C}$); etanol ($78\text{ }^{\circ}\text{C}$).
4. El nitrógeno se satura con vapor de benceno a la temperatura de $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ y a una presión de 720 mmHg . Determine la composición de la mezcla, expresada de la siguiente manera: (a) porcentaje en volumen; (b) porcentaje en peso; (c) kg de benceno por kg de nitrógeno, (d) kmoles de benceno por kmol de nitrógeno.
5. Una mezcla de CO_2 y vapor de agua contiene $0,045$ moles de vapor de agua por mol de CO_2 seco a una temperatura de $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ y una presión total de 750 mmHg . Calcule: (a) S_r ; (b) S_p
6. N_2 a $32\text{ }^{\circ}\text{C}$ y una presión total de 770 mmHg contiene CS_2 de forma tal que la S_p es 80% . Calcule la temperatura a la que debe enfriarse el gas, a presión constante, para condensar el 60% del CS_2 .
7. Un recipiente cerrado de 5 L de capacidad contiene una mezcla de CO_2 saturado con hexano a $40\text{ }^{\circ}\text{C}$. Si la temperatura cae a $10\text{ }^{\circ}\text{C}$, halle la cantidad de hexano que condensará. La presión del recipiente se mantiene a 1 atm .
8. La atmósfera de una ciudad tiene 50% de H_r ambiente, siendo su T_{bs} en el día: $20\text{ }^{\circ}\text{C}$. En la noche la temperatura cae a $12\text{ }^{\circ}\text{C}$. Determine si se producirá rocío.
9. El aire en un salón de clase está a $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ y la presión atmosférica es 760 mm Hg . Si se enfría el aire, el vapor de agua que contiene comienza a condensar a $16\text{ }^{\circ}\text{C}$. ¿Cuál es la humedad relativa ambiente inicial?

10. Si la humedad relativa de 1 kg de aire es igual a 60 % a 35 °C y a 101,32 kPa de presión, y se enfría hasta 5 °C, a la misma humedad relativa, manteniendo la presión constante a lo largo de este proceso de enfriado, determine: (a) humedad másica inicial (H_a , 1); (b) humedad másica final (H_a , 2); (c) temperatura de rocío inicial; (d) temperatura de rocío final, y (e) cantidad de vapor de agua removido en el enfriamiento.

Referencias

- Arias Arias, L. C., y Tamayo León, M. A. (2017). *Desarrollo de una propuesta de recuperación de residuos de solventes en la empresa Golden Flex S. A.* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6562>
- Felder, R. M., y Rousseau, R. W., (1991). *Principios elementales de los procesos químicos*. Limusa Wiley. <https://hdquimicaeiqttotalh.files.wordpress.com/2018/10/libro-de-balance-felder.pdf>
- Gooding, N. (2009). *Balance de materia*. 7ª. Ed. Universidad Nacional de Colombia.
- Murphy, R. M. (2007). *Introducción a los procesos químicos: Principios, análisis y síntesis*. McGraw-Hill. https://www.academia.edu/30616230/Introduccion_a_Los_Procesos_Quimicos_Regina_M_Murphy
- Parra Medina, M. A. (2017). *Estudio teórico y experimental del equilibrio líquido vapor del sistema ácido propiónico agua* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6595>
- Parra Medina, M. A., y Morales Hernández, Y. (2017). Test de consistencia termodinámica para equilibrios líquido - vapor isobáricos de mezclas binarias. *Semilleros: Formación Investigativa*, 3(1), 61-68. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6438>
- Pérez Carrillo, C. P. (2017). *Propuesta de mejora del sistema de secado de producto granulado empleado en la empresa Punto Natural Zamora Prieto S. A. S.* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6262>
- Poling, B., Prausnitz, J., y O'Connell, J. (2001). *The properties of gases and liquids*. 5th. Ed. McGraw Hill.
- Rojas González, A. F. (2012). *Fundamentos de procesos químicos*. Universidad Nacional de Colombia. <https://repositorio.unal.edu.co/handle/unal/55975>
- Salgado Lara, L. C., y Cardona Ríos, A. M. (2017). *Evaluación de la disminución de tiempos de proceso y el correcto anclaje de las tintas offset con la incorporación*

de aditivos de secado en la empresa Cartonería Industrial S. A. S. - Inducartón [Trabajo de grado]. Fundación Universidad de América.

Santana Lozano, L. D., y Cubillos Ortiz, D. R. (2016). *Propuesta de diseño de un deshidratador tipo bandeja para la producción de frutas orgánicas tipo snacks para Ecovitale Orgánico* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/451>

Lista de videos del tema

Carta psicrométrica

<https://youtu.be/XysIDd-qaCA>

Teoría de mezclas gas - vapor

<https://youtu.be/-aVgwrbtgc0>

Ejercicio básico de mezclas gas - vapor: hallar concentración y aplicar ley de Dalton

<https://youtu.be/vDGh8CFVKE0>

Determinación de masa molar media de una mezcla gas - vapor

<https://youtu.be/kam6kXzKJVM>

Ejercicio complejo de mezcla de gas - vapor. Aplica ecuación de Antoine

https://youtu.be/2vHqghdf_U8

**Balances de materia
sin reacción química**

CAPÍTULO 5

Operaciones con unidades simples

Competencias específicas

- Entender el concepto de operaciones unitarias y su importancia en la industria.
- Determinar los grados de libertad de un problema de balance de materia en unidades simples.
- Resolver balances de materia sin reacción química en operaciones unitarias simples.
- Identificar diagramas de flujo asociándolos con la correspondiente operación unitaria.

Definición de operaciones unitarias

Son las partes o unidades de un proceso, en las que no se realizan cambios químicos sino solamente físicos. Estos cambios pueden ser de fase, contenido energético y composición. Ejemplos: mezclado, secado, destilación, evaporación, calentamiento, enfriamiento, humidificación, centrifugación, condensación, absorción, adsorción, lixiviación, transporte de fluidos y operaciones de sólidos. Una clasificación detallada basada en el principio de separación (mecánico, equilibrio, velocidad), así como en la heurística de selección de acuerdo con la naturaleza de las mezclas que se quieren separar se encuentra en Murphy (2007). Así mismo, en el curso de Equilibrio de Fases se explican en profundidad algunas operaciones como la evaporación y destilación.

Balace de materia en operaciones unitarias simples

En toda operación unitaria, así como también en los procesos químicos, se debe cumplir la ley de conservación de la materia. Dicha ley enuncia que toda la masa que entra a un sistema debe salir. No significa que salga intacta, porque puede cambiar su apariencia, estado o composición; pero se mantienen las mismas lb, kg, onzas, o cualquier otra unidad de masa. Los moles se conservan siempre y cuando no haya reacción química, como se verá en otro capítulo. Acá los balances se basan en ese principio que podría formularse así:

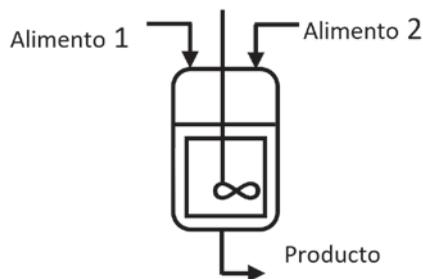
“Masa que entra por las corrientes - Masa que sale por las corrientes = Masa acumulada en el sistema”

Si no hay acumulación ni *desacumulación* (cuando se desocupa un equipo), el proceso se realiza en *estado estacionario*, sin cambio de la masa que está dentro del sistema con el tiempo. Las plantas industriales operan en continuo, esto significa que el proceso en cada parte de esa planta se realiza en estado estacionario.

Balances en operación de mezclado

Presenta, generalmente, más corrientes a la entrada que a la salida (Figura 8). Un ejemplo de estas operaciones se da cuando se diluye una disolución por mezcla de dos soluciones de diferente concentración o por adición de disolvente puro a una disolución.

Figura 8. Diagrama de flujo de una operación de mezclado



La figura 9 presenta una planta de elaboración de concreto por lotes. En esta, la operación unitaria más importante es el mezclado de agregados, aditivos y cemento. En la imagen se aprecia el mezclador horizontal, el cual, según los fabricantes (Rexcon) tiene una capacidad de 12 yardas cúbicas o $9,18 \text{ m}^3$ por hora.

Figura 9. Planta de producción de concreto en EE. UU.

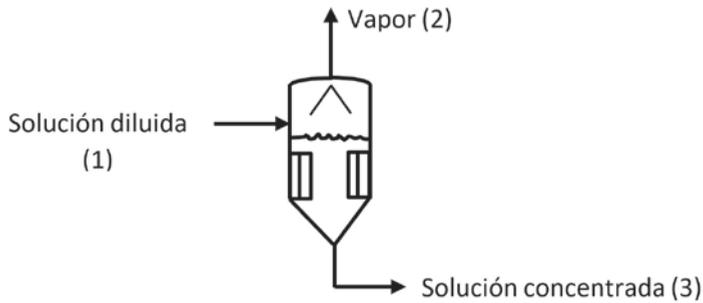


Nota. Foto tomada de: https://commons.wikimedia.org/wiki/File:RexCon_Concrete_Batch_Plant_Model_S_Made_In_America.JPG. Autor: ConcreteBatchPlants. Licencia: Creative Commons Attribution 3.0 Unported.

Balances en operaciones de separación

En las demás operaciones, el número de las corrientes de entrada es menor o igual que el número de corrientes de salida. Ejemplos de estas operaciones: (i) una corriente líquida formada por benceno, tolueno y xileno se separa por destilación en dos corrientes: una ligera, formada por benceno y tolueno, que sale por la parte superior de la torre de destilación, y la otra, pesada, sale por los fondos de la torre, constituida por tolueno y xileno; (ii) evaporación de disolvente para concentrar una disolución, ver figura 10, (iii) secado de madera en secador rotatorio por medio de aire seco que arrastra la humedad del sólido. Ver figura 11.

Figura 10. Diagrama de flujo básico de una operación de separación (evaporación)



El uso principal de un evaporador en la industria química es para concentrar una disolución, corriente (1), mediante la transferencia de calor desde otro fluido. De esta forma se obtiene una corriente de vapor del disolvente, casi puro, que corresponde a la corriente (2); y una corriente (3) de disolución concentrada.

Figura 11. Secador de tambor rotatorio



Nota. Foto tomada de: <http://www.deboermachines.nl/en/bulk-handling/product-drying/rotary-drum-dryer>. © De Boer Machines Nederland B.V. Licencia: Creative Commons Attribution-Share Alike 4.0 International

La función de un secador es la de reducir el contenido de humedad de un sólido. El que muestra la figura 11 se puede usar para secar arena, según los fabricantes, Deboer, de Holanda.

Determinación de los grados de libertad de un problema

De forma sencilla se enuncia así:

$$\text{Grados de libertad} = N^{\circ} \text{ incógnitas} - N^{\circ} \text{ ec. de balance independientes} - N^{\circ} \text{ ec. adicionales}$$

El número de ecuaciones de balance independientes corresponden al número de componentes individuales del problema. Sin embargo, en el proceso de cálculo se puede plantear la ecuación de corrientes o ecuación global, más $n-1$ ecuaciones de componentes, siendo n el número de componentes.

Ecuaciones adicionales son todas aquellas que no sean de balance, pero tampoco correspondan a ecuaciones de estado, la ecuación de Antoine o a conversión de unidades. Son, por ejemplo, relaciones entre corrientes o entre componentes del tipo de porcentaje de recuperación, porcentaje de eliminación, moles de A sobre moles de B , entre otros. Se caracterizan porque no podemos escribir sus valores en el diagrama y generalmente dan una ecuación de dos términos, uno a cada lado del signo igual, lo que indica que se deberían resolver primero que las otras ecuaciones.

Si los grados de libertad dan cero, el problema tiene una única solución directa. Si dan uno y no se conoce la masa o el flujo de ninguna corriente, se puede tomar una base de cálculo y resolver. Si dan más de uno, hay más incógnitas que ecuaciones y no se pueden resolver. Si dan menos de cero, hay más ecuaciones que incógnitas y puede que esté mal planteado o que tenga infinitas soluciones.

Diagramas

Es la representación gráfica de un proceso. En su forma más sencilla, un diagrama de bloques. Se usa un rectángulo para indicar la unidad donde se realiza el proceso, como los que se van a usar en la mayor parte de los problemas

de este libro. Las corrientes de entrada y de salida se identifican por medio de flechas, hacia o desde la unidad. En el diagrama se incluyen datos como composición, velocidades de flujo y otros que sean necesarios. Aquí no se incluirán temperaturas o presiones a menos que se trate de procesos de evaporación, condensación o secado, donde se requieran para calcular la fracción molar del componente condensable: vapor en general o vapor de agua en particular. Para un análisis de un proceso industrial se requiere un diagrama de flujo de proceso (*PFD, Process Flow Diagram*) con la correcta simbología de los equipos (Murphy, 2007). Existen otros tipos de diagramas, más completos, para indicar la simbología de la instrumentación de control. Estos diagramas se conocen como *PID, Piping and Instrumentation Diagram*. Muestran la interconexión de los equipos del proceso, junto con la instrumentación de control con sus símbolos correspondientes, identificación de clases de tuberías, números y etiquetas de válvulas, sensores, drenajes, entre otros detalles.

Problemas resueltos

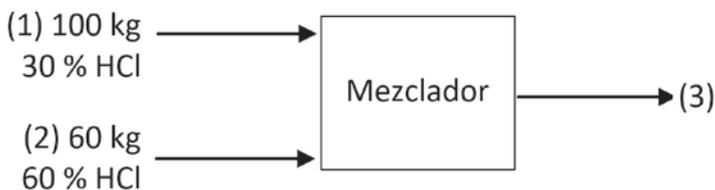
Problema 1

100 kg de una solución de HCl al 30 % en masa, se mezcla con 60 kg de otra solución al 60 % en masa. Determine la concentración de la corriente de mezcla.

Solución

Primero, el diagrama de flujo del proceso, figura 12, muestra la unidad (mezclador) representada por un rectángulo; dos corrientes de alimentación al proceso y una corriente de salida de este.

Figura 12. Diagrama de bloques del problema de mezclado



Ahora, los grados de libertad del proceso: hay dos ecuaciones de balance independientes, porque hay dos componentes: agua y ácido clorhídrico. Ecuaciones adicionales: no hay. Incógnitas: la masa y la composición másica de la corriente de salida. Pero solamente se cuenta como incógnita una fracción o un porcentaje másico, porque el otro es dependiente, y si se conoce uno, se tiene el otro.

Grados de libertad = incógnitas independientes – ecuaciones de balance de masa independientes – ecuaciones adicionales: $2-2 = 0$

Como dio cero, se puede resolver sin necesidad de tomar base de cálculo y tiene una única solución. Entonces, al aplicar la ecuación de balance por corrientes:

$$m_1 + m_2 = m_3 \quad (1)$$

Se reemplazan los valores:

$$100 \text{ kg} + 60 \text{ kg} = m_3 \quad (1)$$

Ahora, el balance por componente: (ácido clorhídrico, HCl)

$$x_{HCl,1}m_1 + x_{HCl,2}m_2 = x_{HCl,3}m_3 \quad (2)$$

Se reemplazan los valores:

$$(0,3 * 100) + (0,6 * 60) = x_3 m_3 \quad (2)$$

De esta manera, queda un sistema de dos (2) ecuaciones con dos (2) incógnitas: $x_{HCl,3}$ y m_3 . Se soluciona por los métodos convencionales del álgebra: sustitución, eliminación, matrices, entre otros, como se explicó en las primeras páginas de este libro, en la sección de fundamentos. En este caso es muy sencillo; se calcula m_3 de la ecuación (1) y se sustituye en la ecuación (2):

$$m_3 = 160 \text{ kg}$$

$$30 + 36 = x_3 * 160 \rightarrow x_3 = 66/160 = 0,4125$$

Esta es la fracción másica. El porcentaje en masa será esta fracción multiplicada por 100.

Respuesta: la concentración de la mezcla final es 41,25 % en masa de HCl.

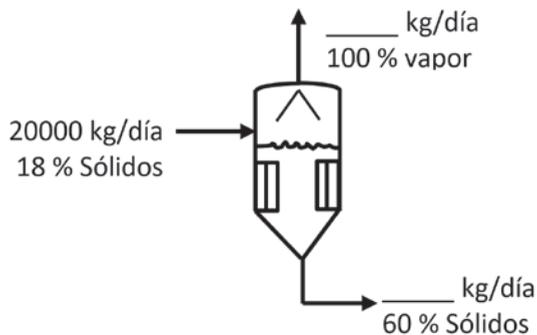
Problema 2

En cierta fábrica de jugos de fruta, se emplea un evaporador, el cual recibe una alimentación de 20000 kg/día de zumo, con una concentración del 18 % en masa de sólidos. Si se desea concentrar hasta 60 %, en masa de sólidos, calcule la cantidad de agua evaporada al día.

Solución

El diagrama de flujo del proceso se ve en la figura 13, indicando el alimento del proceso (20000 kg/día), la corriente de vapor puro que sale por la parte superior y la corriente de zumo concentrado.

Figura 13. Diagrama de bloques del problema de evaporación simple



Hay una entrada (alimento) y dos salidas (vapor de agua puro y solución concentrada). Es un típico ejemplo de operación de separación, en este caso evaporación. En la sección de aplicaciones a la investigación se verán algunos trabajos de grado y artículos en los que se aplica la evaporación.

Grados de libertad. Las corrientes (2) y (3) son las únicas incógnitas. La composición de la corriente (2) no lo es, porque corresponde a vapor de agua puro. No sale nada más sino solamente agua por esa corriente. Ecuaciones de balance hay dos; una por cada componente: agua y sólidos. No hay ecuación adicional.

$$G. L. = 2-2-0=0$$

Planteamiento de ecuaciones

Balance de corrientes:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 + \dot{m}_3 \quad (1)$$

Balance de componente: (sólidos del zumo). Como en la corriente de agua evaporada no salen sólidos, sino solamente agua, entonces, la ecuación quedaría así:

$$x_{sólidos,1}m_1 = x_{sólidos,3}m_3 \quad (2)$$

Se reemplazan los valores:

$$20000 \text{ kg/día} = \dot{m}_2 + \dot{m}_3 \quad (1)$$

$$0,18 * 20000 = 0,60 * \dot{m}_3 \quad (2)$$

Entonces, de la ecuación (2)

$$\dot{m}_3 = 6000 \text{ kg/día}$$

y al sustituir en (1):

$$\dot{m}_2 = 14000 \text{ kg/día}$$

Respuesta: se generan o se evaporan 14 000 kg de vapor de agua al día.

Problema 3

Cierto material con 50 % de humedad en base seca se introduce a un secador rotatorio para eliminarle completamente su contenido de agua, por medio de aire. El aire, a presión atmosférica, entra a 30 °C con un punto de rocío de 4,5 °C, y sale del secador con 80 % de humedad relativa a la misma temperatura de bulbo seco. ¿Cuántos kilogramos de aire se requieren por cada kilogramo de material? Suponga que la presión también se mantiene.

Solución

El diagrama de flujo (figura 14) contiene cuatro corrientes: dos entradas (material húmedo y aire “seco”) y dos salidas (material seco y aire húmedo).

Figura 14. Diagrama de bloques del problema de secado en tambor rotatorio



Grados de libertad. Incógnitas: cuatro corrientes. Las composiciones no son conocidas directamente, pero no se requieren ecuaciones de balance para hallarlas, por lo tanto, no se consideran incógnitas en principio. Ecuaciones de balance: tres: material seco, agua y aire seco. No hay ecuaciones adicionales. G.L.=4-3=1. Se requiere una base de cálculo. Puede tomarse 1 kg de material húmedo en la corriente que vamos a numerar como (1).

Ahora lo que hay que hacer es calcular las composiciones.

$$x_{H_2O,1} = \frac{(50/100)}{\left(\frac{50}{100}\right)+1} = 0,333; x_{H_2O,3} = 0$$

El material sale completamente seco; $x_{mat\ seco,3} = 1$ Para establecer el contenido de agua en el aire que entra y sale, se utiliza la carta psicrométrica o la tabla de propiedades del vapor de agua. En este caso se realizará por tabla:

Aire que entra: presión de saturación a 4,5 °C es 0,85 kPa. Con base en el punto de rocío, se calcula la humedad molar, tomando la presión total como 101,3 kPa, así:

$$H_{m,2} = \frac{0,85}{101,3 - 0,85} = 0,00846$$

Luego la humedad absoluta (másica):

$$H_{a,2} = 0,624 * H_m = 0,624 * 0,00846 = 0,00528 \frac{kg \text{ agua}}{kg \text{ aire seco}}$$

Y finalmente la fracción másica en la corriente de aire “seco”:

$$x_{H_2O,2} = \frac{0,00528}{0,00528 + 1} = 0,00525$$

Aire que sale: con la temperatura de bulbo seco se halla la presión de saturación (30 °C): 4,24 kPa. Se halla la presión de vapor por medio de la humedad relativa:

$$y_{R,4} = \frac{p_{H_2O}}{4,24 \text{ kPa}} 100 \% = 80 \% \rightarrow p_{H_2O} = 0,8 * 4,24 \text{ kPa} = 3,39 \text{ kPa}$$

Se halla la fracción molar, por ley de Dalton:

$$y_{H_2O,4} = \frac{3,39}{101,3} = 0,0335$$

Luego la humedad molar:

$$H_{m,4} = \frac{0,0335}{1 - 0,0335} = 0,0347$$

Ahora la humedad absoluta:

$$H_{a,4} = 0,624 H_m = 0,624 * 0,0347 = 0,0216 \frac{kg \text{ agua}}{kg \text{ aire seco}}$$

Y finalmente, la fracción másica en la corriente de aire húmedo:

$$x_{H_2O,4} = \frac{0,0216}{0,0216 + 1} = 0,0211$$

Ahora si es posible plantear las ecuaciones de balance, tomando la base de cálculo en la corriente (1):

Balance de corrientes:

$$1 + m_2 = m_3 + m_4 \quad (1)$$

Balance de agua:

$$(0,3333 * 1) + (0,0025 * m_2) = 0,0211 * m_4 \quad (2)$$

Balance de material seco:

$$((1 - 0,3333) * 1) = m_3 \quad (3)$$

En la ecuación (3) lo que se representa es la fracción másica de sólidos, que es igual a 1 menos la fracción másica de agua; en la corriente (1), 1 kg de masa de esa corriente es igual a la fracción de sólidos en la corriente (3), que es 1, porque sale sólido seco, totalmente. Entonces, de dicha ecuación se halla m_3 : 0,6666 kg. Se reemplaza en (1) para despejar m_2 en función de m_4 :

$$m_2 = m_4 - 0,3333$$

Y esta se reemplaza en la ecuación (2):

$$0,3333 + 0,0025 * (m_4 - 0,3333) = 0,0211 * m_4 \rightarrow m_4 = 17,87 \text{ kg}, m_2 = 17,54 \text{ kg}$$

Para dar respuesta al interrogante, solo falta dividir m_2 entre m_1

$$\frac{m_2}{m_1} = 17,54$$

Respuesta: se requieren 17,54 kg de aire “seco”, por cada kilogramo de material. La importancia de esta operación unitaria es grande en metalurgia, cemento, alimentos y en general cuando se requiere secar grandes volúmenes de sólidos en poco tiempo y de forma continua. El consumo de aire es muy alto, por ello se toma aire atmosférico, no el aire seco ideal que se ha venido usando en los ejercicios. Aunque también pueden usarse gases calientes que provengan de otra parte de la planta. La clave es que hay que determinar exactamente la composición y, de forma particular, la humedad relativa inicial de ese gas.

Aplicaciones a la investigación

1. El trabajo de grado titulado *Diseño conceptual de un secador para la adecuación del porcentaje de humedad del cáliz en la uchuva de exportación*, de los estudiantes Jorge Caicedo y Fabián Ortiz, realizado en 2006, presenta un resumen de las propiedades de la uchuva, los modos y parámetros de operación, tipos de secadores necesarios, las máximas temperaturas de secado para diferentes productos agrícolas, para, finalmente, proponer un diseño conceptual de secador de bandejas para la adecuación de este fruto, con la estimación de costos del proceso propuesto.
2. Un trabajo ya mencionado en secciones anteriores es el de Santana y Cubillos (2016). Este documento muestra, a diferencia del anterior, la curva de secado para la fruta (fresa), que es la variación de la humedad en base húmeda versus el tiempo de secado. Después evaluaron el comportamiento frente a diferentes velocidades, humedades relativas y temperaturas de bulbo seco del aire de secado, encontrando las condiciones de operación que mejores resultados daban en cuanto a contenido de humedad final del producto. Finalmente presentaron el balance de masa y de energía del sistema de secado, junto con los costos de la propuesta.
3. Otro trabajo, mencionado en la sección de mezclas de gases - vapor, es el de Salgado y Cardona (2017), que destaca en el tema de operaciones unitarias en unidades simples por el completo estudio de la operación de secado, aplicado al caso de las tintas para impresión de empaques de cartón. Pero, a diferencia de trabajos similares, en este se enfocan en aditivos para disminuir el tiempo de secado, no en el dimensionamiento de equipos. Resalto que hay varios trabajos enfocados en recuperación de solventes de procesos de impresión para distintas empresas. Han usado secado (en este), evaporación y destilación, principalmente.
4. Hay varios trabajos de investigación realizados en la Fundación Universidad de América que tienen relación con la evaporación; no obstante, acá se mencionan solo los más recientes. Por ejemplo, Beltrán y Hamad (2017), en su propuesta de un modelo matemático para cuantificar la evaporación de las fases líquidas de los fluidos de perforación, explican en detalle la teoría del cambio de fase, los factores que influyen en esta y por qué es

negativa su aparición durante el manejo de estos fluidos. Es un buen referente para la parte teórica fundamental del proceso, sin entrar en los balances de materia y de energía. Ya desde la perspectiva de operación unitaria, el trabajo de Cristancho y Noy (2016) se presenta como una alternativa para el manejo de aguas residuales del proceso industrial de producción de temperas y vinilos. El diseño propuesto es muy simple: un tanque con una resistencia eléctrica y salida de vapores. Pero como tal, es solo una parte del proceso global de tratamiento de estas aguas.

5. Otro trabajo que explora, a manera de revisión teórica, los aspectos técnicos relacionados con la operación unitaria de evaporación, es el de Mesa et al. (2018), enfocado en tratamientos de agua de producción de crudo en Colombia. En dicho artículo se menciona que para 2016, el 20 % de las licencias ambientales otorgadas por la ANLA para tratamientos de aguas de producción petrolera se referían a evaporación directa de dichas aguas para recuperar el agua luego por condensación.

Resumen de claves teóricas

Una operación unitaria corresponde a un cambio físico en la materia aplicado en la industria con el fin de obtener un producto o separar impurezas. En estos casos, el balance de materia sin reacción corresponde a una expresión matemática de la ley de conservación de la materia aplicada a un sistema donde se realiza una operación unitaria, en la cual la suma de las entradas de materia menos la suma de las salidas de materia es igual al cambio de materia del sistema. Si el proceso ocurre en estado estacionario el cambio es cero. En los ejemplos se aplicó el balance general para una operación de mezclado, luego para operaciones de separación típicas como evaporación y secado. Se describió la importancia de los grados de libertad de un problema de operaciones unitarias en unidades simples, indicando qué significa que dé uno, cero o diferente. Y finalmente, se resaltó la importancia de hacer un buen diagrama del problema, en el que se identifiquen las incógnitas que serán tenidas en cuenta para analizar los grados de libertad y resolver el problema. Algunas de las aplicaciones a la investigación que se resaltaron fueron las relacionadas con problemas de secado de la uchuva, fresa y tintas de impresión, así como la evaporación de fluidos de perforación y de aguas residuales de procesado de temperas y vinilos.

Para recordar:

- *Los porcentajes de los componentes en una corriente siempre suman 100 %, y las fracciones, 1.*
- *Si conocemos las fracciones másicas de $n-1$ componentes, la fracción restante se encuentra sabiendo que la suma de las fracciones en una corriente es 1.*
- *Si los grados de libertad dan cero y no se conoce ninguna corriente se puede tomar base de cálculo, pero de corrientes, no de composición.*
- *En problemas de secado directo, evaporación y, en algunos casos, filtración, se puede considerar que hay una corriente de agua o solvente puro, en la cual la fracción es 1, pero de soluto es 0.*
- *El secado indirecto usa aire para remover la humedad del sólido. Por ello, el aire entra seco o casi seco, pero sale con mayor contenido de humedad. Sin embargo, el flujo volumétrico de aire inicial es siempre bastante alto debido a que las humedades de saturación son bajas.*

Problemas propuestos en unidades simples

1. Calcule las velocidades de flujo másico necesarias para producir 1500 kg/h de solución al 40 % de NaOH, partiendo de una solución al 30 % de NaOH y otra al 50 % de NaOH. Todos los porcentajes son en masa.
2. Un flujo másico de 11 500 kg/día de zumo de naranja ingresa a un evaporador para producir 3000 kg/día de vapor de agua y una solución con concentración de 50 % de sólidos. ¿Cuál es la concentración inicial y qué porcentaje de agua se eliminó por evaporación?
3. Un flujo másico de 2000 kg/h de una mezcla de benceno (B) y tolueno (T) al 50 % en masa se separa por destilación en dos corrientes: destilado por

la parte superior y residuo por la parte inferior. Sabiendo que salen 900 kg B/h en la parte superior y 950 kg T/h por la parte inferior, calcule las corrientes completas y las composiciones desconocidas.

4. Cierta fábrica de alimento animal produce sorgo. En una parte del procesado hay un secador. El aire entra al secador con una humedad de 0,009 kg de agua/kg aire seco y sale con una humedad de 0,072 kg agua/kg aire seco, mientras que el sorgo entra con 25 % de agua y debe salir con 10 %, en base húmeda. Calcule la cantidad de aire necesaria en m³/min a 1 atm y 25 °C para procesar 72 kg/min de sorgo al 10 %.
5. Se alimenta una columna de destilación con 5000 kg/día de una mezcla con 20 % en masa de etano, 40 % de metano y 40 % de propano. El producto ligero contiene 85 % en peso de metano, 12 % de etano y 3 % de propano. Una corriente lateral, cuya composición es 15 % de metano, 35 % de etano y el resto propano, sale con un flujo de 1500 kg/día. Calcule el flujo másico y la composición del producto de fondo si se sabe que este no contiene metano.

Referencias

- Beltrán Ruiz, J. F., y Hamad Velandia, N. (2017). *Desarrollo de un modelo matemático para cuantificar la evaporación de las fases líquidas de los fluidos de perforación base aceite en las operaciones de Piedemonte* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6379>
- Caicedo Betancurt, J., y Ortiz Beltrán F. (2006). *Diseño conceptual de un secador para la adecuación del porcentaje de humedad del cáliz en la uchuva de exportación* [Trabajo de grado]. Fundación Universidad de América.
- Cristancho Bello, A. J., y Noy Ortiz, A. M. (2016). *Diseño conceptual de una planta de tratamiento de aguas residuales para Pelikan Colombia S. A. S.* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/609>
- Felder, R. M. y Rousseau, R. W., (1991). Capítulo 4. En: *Principios elementales de los procesos químicos*. Addison-Wesley Iberoamericana.
- Gooding, N. (2009). *Balance de materia*. 7ª. Ed. Universidad Nacional de Colombia.

- Malagón Micán, M. L., Páez Morales, A. I., Santos Aguilar, J., y Zabala García, D. (2017). Producción de bioetanol a partir de diferentes mezclas de los residuos orgánicos generados en una empresa alimentos. *Revista de Investigación*, 10(1), 47-60. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6225>
- Mesa, S. L., Orjuela, J. M., Ortega, A. T., y Sandoval, J. A. (2018). Revisión del panorama actual del manejo de agua de producción en la industria petrolera colombiana. *Revista Gestión y Ambiente*, 21(1), 87-98. DOI: <https://doi.org/10.15446/ga.v21n1.69792>
- Murphy, R. M. (2007). *Introducción a los procesos químicos: Principios, análisis y síntesis*. McGraw-Hill. https://www.academia.edu/30616230/Introduccion_a_Los_Procesos_Quimicos_Regina_M_Murphy
- Salgado Lara, L. C., y Cardona Ríos, A. M. (2017). *Evaluación de la disminución de tiempos de proceso y el correcto anclaje de las tintas offset con la incorporación de aditivos de secado en la empresa Cartonería Industrial S. A. S. - Inducartón* [Trabajo de grado]. Fundación Universidad de América.
- Santana Lozano, L. D., y Cubillos Ortiz, D. R. (2016). *Propuesta de diseño de un deshidratador tipo bandeja para la producción de frutas orgánicas tipo snacks para Ecovital Orgánico* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/451>

Lista de videos del tema

Balance de materia en un condensador

<https://youtu.be/Frdy1lG0Fik>

Videos de teoría sobre operaciones unitarias realizados por estudiantes

<https://youtu.be/aPqPqVwAWfw>

<https://youtu.be/QDL5KpUoNRQ>

<https://youtu.be/torrlGwnA9w>

<https://youtu.be/UjYBcViXC6c>

<https://youtu.be/ByAaPRpLnbQ>

<https://youtu.be/WZ2BMcDHqjY>

<https://youtu.be/DTkmp7Dudu8>

CAPÍTULO 6

Operaciones en unidades múltiples

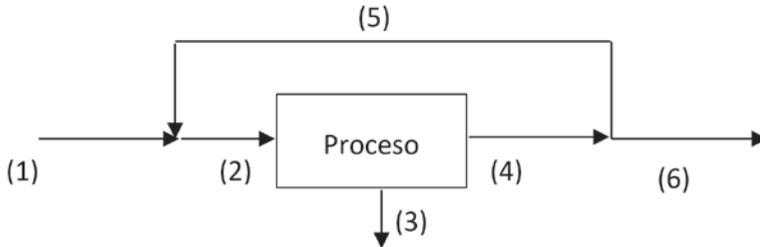
Competencias específicas

- Realizar el análisis de grados de libertad global y por unidades.
- Determinar el orden correcto de solución de problemas con unidades múltiples.
- Aplicar correctamente los balances de materia en procesos que incluyan recirculación y derivación.

Resumen teórico

En este capítulo no hay mucha teoría porque con cada ejercicio van resultando las claves para poder entenderlos mejor, y cada uno se resuelve de manera diferente. Lo que sí hay que entender es que se presentan corrientes exteriores e interiores para un proceso con múltiples unidades. Así mismo, existen corrientes de recirculación que unen dos partes de un proceso, de delante atrás y que son necesarias en casos donde la unidad central del proceso no alcance a cumplir con los requerimientos; y corrientes de derivación (*by-pass*), para cuando la unidad central del proceso presenta resultados superiores a los esperados en concentración, y por ende se debe diluir el producto, o cuando la corriente de alimentación a la unidad supera la capacidad de procesamiento.

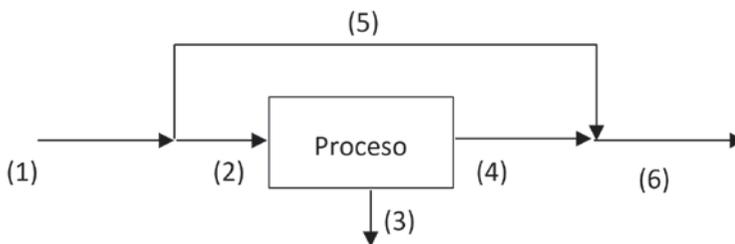
Figura 15. Diagrama de bloques de un proceso con recirculación



Nota. Las corrientes (1), (3) y (6) son corrientes externas porque atraviesan las fronteras del sistema.

En la figura 15 se puede ver que comunican al sistema con sus alrededores. Por el contrario, las corrientes (2), (4) y (5) son internas porque unen la unidad con una corriente de alimentación o unen dos corrientes, pero no atraviesan las fronteras del sistema. Y la corriente (5) se llama corriente de reciclo o recirculación porque su función es recircular una cierta cantidad de la corriente de salida de la unidad hacia la entrada. En la figura 16 la corriente (5), también interna, es ahora de derivación porque desvía una parte de la alimentación fresca hacia un punto de mezcla posterior a la unidad.

Figura 16. Diagrama de bloques de un proceso con derivación



Nota. Se observa, entonces, que el sentido de esa flecha correspondiente a la corriente (5) determina la función de esa corriente: si es hacia el comienzo del proceso será reciclo. Si es hacia el final, derivación.

El punto donde se une una corriente de recirculación con una corriente de alimentación fresca se llama **punto de mezcla** y allí se pueden realizar todos los balances de masa como si fuera una unidad normal. El punto donde se divide una corriente para derivarla o recircularla se llama **divisor** y solo se puede rea-

lizar un balance de corrientes porque las composiciones de esas corrientes son idénticas; es como si se tomara una alícuota o una muestra, cuya concentración es idéntica a la de la solución original.

El sistema global es el que está separado de los alrededores por las fronteras globales y contiene todo el proceso. Pero ese proceso está compuesto por unidades, puntos de mezcla y divisores de flujo, que se pueden analizar como subsistemas.

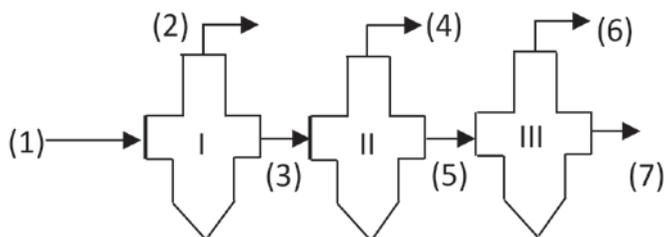
Para una solución ordenada de este tipo de problemas, se recomienda dibujar las fronteras globales del sistema; señalar las incógnitas en el diagrama de flujo; realizar el análisis de grados de libertad globales y por subsistema, y resolver en orden creciente de grados de libertad. Se empieza a resolver donde los grados de libertad den cero o uno, siempre y cuando se pueda tomar base de cálculo.

Problemas resueltos

Problema 1

Un evaporador de triple efecto se utiliza para producir agua potable del agua de mar, la cual contiene 4 % en masa de sal. Se alimentan 40 000 kg/h de agua de mar al primer efecto, como se muestra en la figura 17, y se obtiene un 2 % molar de sal en el último efecto. Se evapora la misma cantidad de agua en cada efecto. Calcule los kg/h de agua evaporada en cada efecto y la concentración másica de sal a la salida del segundo efecto. Tenga en cuenta la ilustración del sistema.

Figura 17. Diagrama de flujo del problema de evaporador de triple efecto



Solución

Se determinan los grados de libertad contando incógnitas, ecuaciones de balance y ecuaciones adicionales, que en este caso sí hay, para el sistema global y para cada subsistema que corresponde a cada evaporador. Los resultados del análisis de grados de libertad se muestran en la tabla 11.

Tabla 11. Grados de libertad del problema del evaporador de triple efecto

Sistema/ subsistema	Incógnitas	Ecuaciones de balance	Ecuaciones adicionales	G. L.
Global	$\dot{m}_2, \dot{m}_4, \dot{m}_6, \dot{m}_7 = 4$	$\text{NaCl y H}_2\text{O} = 2$	$\dot{m}_2 = \dot{m}_4; \dot{m}_4 = \dot{m}_6$ $\rightarrow 2$	$4 - 2 - 2 = 0$
Evaporador I	$\dot{m}_2, \dot{m}_3, x_{\text{NaCl},3} = 3$	$\text{NaCl y H}_2\text{O} = 2$	0	$3 - 2 - 0 = 1$
Evaporador II	$\dot{m}_3, \dot{m}_4, \dot{m}_5,$ $x_{\text{NaCl},3}, x_{\text{NaCl},5} = 5$	$\text{NaCl y H}_2\text{O} = 2$	0	$5 - 2 - 0 = 3$
Evaporador III	$\dot{m}_5, \dot{m}_6, \dot{m}_7, x_{\text{NaCl},5} = 4$	$\text{NaCl y H}_2\text{O} = 2$	0	$4 - 2 - 0 = 2$

Según la tabla 11, se debería empezar por el sistema global. Luego se puede resolver el evaporador I y finalmente el III. Aunque si se actualizan los grados de libertad, después de resolver el global, se podría seguir inmediatamente con el evaporador III, porque ya se tendrían resueltas las corrientes (6) y (7). No se deben resolver todos los subsistemas sino $n-1$ subsistemas cuando mucho. Se pueden resolver todos, pero el último servirá para hacer comprobación de resultados.

En el sistema global no se tomó en cuenta la fracción másica en la corriente de salida, aunque se conoce la fracción molar de la sal. Para proceder a esa conversión, les propongo esta fórmula de mi autoría, válida cuando en la corriente haya un soluto y un solvente:

$$x_{sto,n} = \frac{y_{sto,n} M_{sto}}{y_{sto,n} M_{sto} + y_{ste,n} M_{ste}}$$

Donde la masa molar del soluto (NaCl) es 58,5 g/mol, y la del solvente (H₂O) es 18 g/mol. Se reemplazan los datos del problema:

$$x_{\text{NaCl},7} = \frac{y_{\text{NaCl},7} M_{\text{NaCl}}}{y_{\text{NaCl},7} M_{\text{NaCl}} + y_{\text{Agua},7} M_{\text{Agua}}} = \frac{0,02 * 58,5}{(0,02 * 58,5) + (0,98 * 18)} = 0,0622$$

Solución del sistema global

Balance por corrientes globales:

$$40000 = \dot{m}_2 + \dot{m}_4 + \dot{m}_6 + \dot{m}_7 \quad (1)$$

Balance de sal global:

$$(0,04 * 40000) = 0,0622 * \dot{m}_7 \quad (2)$$

Relación adicional: “masas de agua evaporadas son iguales” $= \dot{m}_2 = \dot{m}_4 = \dot{m}_6$, entonces, reemplazando en (1)

$$40000 = 3\dot{m}_2 + \dot{m}_7 \quad (3)$$

Y de la ecuación (2), se obtiene \dot{m}_7 ,

$$\frac{1600}{0,0622} = \dot{m}_7 = 25723,47 \text{ kg/h}$$

Ahora, en (3):

$$\frac{40000 - 25723,47}{3} = \dot{m}_2$$

Entonces,

$$\dot{m}_2 = 4758,84 \text{ kg/h}$$

Como piden también la concentración a la salida del segundo efecto, entonces, hay que hacer balances en la unidad 1 y en la unidad 2.

- Balances en la unidad 1.

Por corrientes:

$$40000 - 4758,84 = \dot{m}_3 = 35241,16 \text{ kg/h}$$

De sal:

$$0,04 * 40000 = x_{sal}^3 * 35241,16 \quad x_{sal}^3 = 0,0454$$

- Balances en la unidad 2.

Corrientes:

$$\dot{m}_5 = 35241,16 - 4758,84 = 30482,32 \text{ kg/h}$$

Sal:

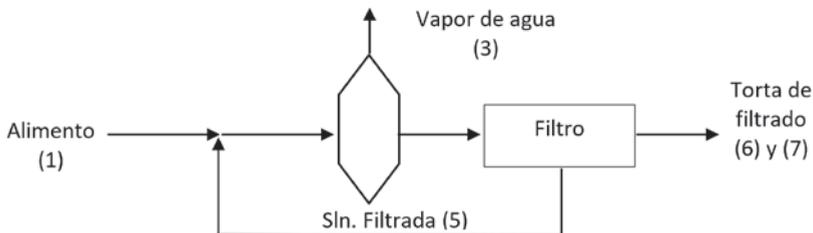
$$0,0454 * 35241,16 = x_{sal}^5 * 30482,32 \quad x_{sal}^5 = 0,0525$$

Respuestas: la concentración de NaCl en la corriente 5 (a la salida del segundo efecto) es 5,25 % en masa. El flujo de agua evaporada en cada efecto es 4758,84 kg/h.

Problema 2

Un proceso de evaporación-cristalización se emplea a fin de obtener sulfato de potasio sólido con una solución acuosa de esta sal. La alimentación fresca al proceso contiene 20 % en peso de K_2SO_4 , y el resto es agua. La torta húmeda del filtro consiste en cristales sólidos de K_2SO_4 y una solución de K_2SO_4 al 40 % en masa, según una relación de (10 kg de cristales) por (1 kg de solución). El filtrado, también una solución al 40 % en masa, se recircula para que se una a la alimentación fresca. Se evapora un 43 % del agua que entra al evaporador. Si el evaporador posee una capacidad máxima de 100 kg de agua evaporada por minuto, calcule la cantidad máxima de sulfato de potasio puro producido, la cantidad de alimentación fresca que se debe proveer y la relación de recirculación.

Figura 18. Diagrama de bloques del problema de evaporación - cristalización con recirculación



Solución

Análisis de grados de libertad global: de acuerdo con la tabla 12 no se conoce la corriente (1) de alimentación fresca. Tampoco se conoce la salida final: torta seca más solución al 40 % ($\dot{m}_6 + \dot{m}_7$). Pero sí conocemos \dot{m}_3 y las composiciones. Entonces, son 3 incógnitas, dos ecuaciones de balance (sulfato y agua), y una ecuación adicional, la relación entre la torta seca y la solución al 40 %. Así, G.L. = 3-2-1=0. No se requiere base de cálculo.

Tabla 12. Grados de libertad del problema de evaporación - cristalización con recirculación

Subsistema	Incógnitas	Ecuaciones de balance	Ecuaciones adicionales	Grados de libertad
Global	$\dot{m}_1, \dot{m}_6, \dot{m}_7 = 3$	K_2SO_4 y $H_2O = 2$	$\frac{\dot{m}_6}{\dot{m}_7} = \frac{10}{1}$	$3 - 2 - 1 = 0$
Evaporador	$\dot{m}_2, \dot{m}_4, x_{K_2SO_4}^2, x_{K_2SO_4}^4 = 4$	K_2SO_4 y $H_2O = 2$	$\dot{m}_3 = 0,43x_{H_2O}^2\dot{m}_2$	$4 - 2 - 1 = 1$
Filtro	$\dot{m}_4, \dot{m}_5, \dot{m}_6, \dot{m}_7, x_{K_2SO_4}^4 = 5$	K_2SO_4 y $H_2O = 2$	$\frac{\dot{m}_6}{\dot{m}_7} = \frac{10}{1}$	$5 - 2 - 1 = 2$
Punto de mezcla	$\dot{m}_1, \dot{m}_2, \dot{m}_5, x_{K_2SO_4}^2 = 4$	K_2SO_4 y $H_2O = 2$	0	$4 - 2 - 0 = 2$

Nota. La torta de filtrado en realidad es una sola corriente, pero para facilitar los cálculos se puede dividir teóricamente en dos corrientes: cristales puros de K_2SO_4 (\dot{m}_6) y solución sobrenadante al 40 % en masa de K_2SO_4 (\dot{m}_7).

Al hacer balances en el sistema global:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_3 + \dot{m}_6 + \dot{m}_7 \quad (1)$$

Relación adicional:

$$\dot{m}_6 = 10\dot{m}_7 \quad (2)$$

Se reemplaza en (1):

$$\dot{m}_1 = 100 + 11\dot{m}_7 \quad (3)$$

Ahora el balance por componente: (K_2SO_4). En los cristales es K_2SO_4 puro, su fracción es 1. En el agua evaporada no sale nada de sulfato de potasio. Y en la solución, la concentración es al 40 % en masa de sulfato, entonces, quedaría así, con los valores sustituidos:

$$0,2 * \dot{m}_1 = 10\dot{m}_7 + 0,4\dot{m}_7 \quad \text{Así: } 0,2\dot{m}_1 = 10,4\dot{m}_7 \quad (4)$$

Entonces, en combinación con la ecuación (3):

$$(100 + 11\dot{m}_7) * 0,2 = 10,4\dot{m}_7$$

Resolviendo, da:

$$\dot{m}_7 = 2,44 \text{ kg/min y } \dot{m}_1 = 126,83 \text{ kg/min de sln. al 20 \%}$$

Por lo tanto,

$$\dot{m}_6 = 24,4 \text{ kg/min de torta seca de sulfato de potasio.}$$

Para la relación de recirculación, se hacen balances en el **punto de mezcla**.

Balance de corrientes:

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_8 = \dot{m}_2 \quad \rightarrow \quad 126,83 + \dot{m}_5 = \dot{m}_2 \quad (5)$$

Balance de agua:

$$x_{H_2O}^1 \dot{m}_1 + x_{H_2O}^5 \dot{m}_5 = x_{H_2O}^2 \dot{m}_2 \quad \rightarrow \quad (0,8 * 126,83) + 0,6\dot{m}_5 = x_{H_2O}^2 \dot{m}_2 \quad (6)$$

No se puede seguir resolviendo en el punto de mezcla, de manera que se recurre al evaporador. Allí hay una relación adicional: agua evaporada = 42,66 % del agua que entra al evaporador:

$$\dot{m}_3 = 0,43x_{H_2O}^2 \dot{m}_2 \quad \rightarrow \quad 100 \text{ kg/min} = 0,43 * x_{H_2O}^2 \dot{m}_2 \quad (7)$$

$$x_{H_2O}^2 \dot{m}_2 = 232,56 \text{ kg/min}$$

Se reemplaza en (6)

$$\dot{m}_5 = 218,49 \text{ kg/min}$$

Y finalmente, relación de recirculación:

$$\frac{\dot{m}_5}{\dot{m}_1} = \frac{218,49}{126,83} = 1,73$$

Respuestas: se producen 24,4 kg/min de cristales de sulfato de potasio; se deben suministrar 126,83 kg/min de solución de alimentación y se recirculan 1,73 kg por cada kg alimentado.

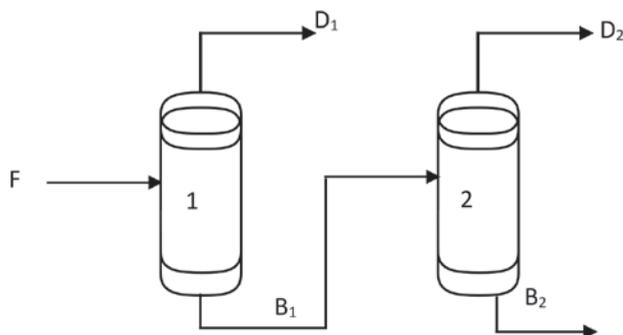
Problema 3

Dos columnas de destilación en serie se usan para separar una mezcla de benceno, tolueno y xileno en tres corrientes, tal y como se muestra en la figura 19. Se alimentan 1000 mol/h de una mezcla con 20 % de benceno, 30 % de tolueno y el resto xileno (en mol). En la primera unidad se obtiene un producto de fondos con 2,5 % de benceno, 35 % de tolueno y el resto xileno. En la segunda unidad se obtiene un producto de destilado con 8 % de benceno, 72 % de tolueno y el resto xileno. Determine la cantidad de material que procesará cada unidad y la manera en que se dividirá este material entre las corrientes de salida. Tenga en cuenta que en la corriente de destilado de la primera unidad no se obtiene nada de xileno y que no sale nada de benceno en la corriente de fondos de la segunda unidad. Halle también los porcentajes de recuperación de cada componente.

Solución

Usando otra notación: F para el alimento, D para el destilado y B para los fondos (*bottom*), el diagrama de flujo del sistema quedaría como el de la figura 19.

Figura 19. Diagrama de bloques del problema de destilación en dos columnas



Se realiza el análisis de los grados de libertad del problema en el sistema global, en la unidad I y en la unidad II. Los resultados se muestran en la tabla 13.

Tabla 13. Grados de libertad del problema de destilación en dos columnas

	Global	Unidad I	Unidad II
Incógnitas	$D_1, D_2, B_2, y_B^{D1}, y_X^{B2}: 5$	$D_1, B_1, y_B^{D1}: 3$	$B_1, D_2, B_2, y_X^{B2}: 4$
Ecuaciones de balance	$B, T, X: 3$	$B, T, X: 3$	$B, T, X: 3$
Ecuaciones adicionales	0	0	0
Grados de libertad	$5-3 = 2$	$3-3 = 0$	$4-3 = 1$

- Balances para la unidad I:

$$1000 = D_1 + B_1 \quad (a)$$

$$200 = y_B^{D1} * D_1 + 0,025 * B_1 \quad (b)$$

$$500 = 0,625 * B_1 \quad (c)$$

De la ecuación (c), se despeja B_1 , y esta se reemplaza en la ecuación (a), y luego ambas se reemplazan en la ecuación (b). Finalmente se hace el balance de tolueno o se usa la relación de que la suma de las fracciones molares da 1, para resultar:

$$D_1: 200 \text{ mol/h}; B_1: 800 \text{ mol/h}; y_B^{D1} = 0,9; y_B^{T1} = 0,1$$

- Balances para la unidad II:

$$800 = D_2 + B_2 \quad (d)$$

$$0,025 * 800 = 0,08 * D_2 \quad (e)$$

$$0,625 * 800 = 0,2 * D_2 + y_X^{B2} * B_2 \quad (f)$$

De (e), da $D_2 = 250 \text{ mol/h}$. En (d), queda que $B_2 = 550 \text{ mol/h}$; y luego en (f), queda $y_X^{B2} = 0,81$, de forma que $y_T^{B2} = 0,18$. Los resultados se muestran en la tabla 14.

Tabla 14. Resultados de flujos y composiciones en cada corriente. problema resuelto 3

	Benceno	Tolueno	Xileno	Corriente, mol/h
F	200 mol/h (0,2)	300 mol/h (0,3)	500 mol/h (0,5)	1000
D ₁	180 mol/h (0,9)	20 mol/h (0,1)	0	200
B ₁	20 mol/h (0,025)	280 mol/h (0,35)	500 mol/h (0,65)	800
D ₂	20 mol/h (0,08)	180 mol/h (0,72)	50 mol/h (0,2)	250
B ₂	0	100 mol/h (0,1818)	451 mol/h (0,8181)	550

- Finalmente, los porcentajes de recuperación de cada componente:

$$\circ \text{ Benceno: } \%R_B = \frac{y_B^{D1} \cdot D_1}{y_B^F \cdot F} * 100 \% = \frac{0,9 \cdot 200}{0,2 \cdot 1000} * 100 \% = 90 \%$$

$$\circ \text{ Tolueno: } \%R_T = \frac{y_T^{D2} \cdot D_2}{y_T^F \cdot F} * 100 \% = \frac{0,72 \cdot 250}{0,3 \cdot 1000} * 100 \% = 60 \%$$

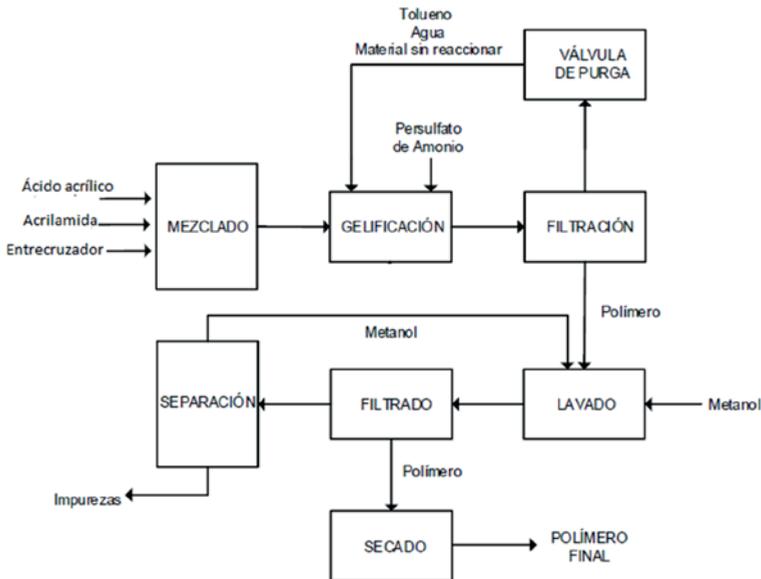
$$\circ \text{ Xileno: } \%R_X = \frac{y_X^{B2} \cdot B_2}{y_X^F \cdot F} * 100 \% = \frac{0,82 \cdot 550}{0,5 \cdot 1000} * 100 \% = 90,2 \%$$

Aplicaciones a la investigación

1. En cuanto a evaporación de múltiple efecto, el trabajo de Cely (2011) así como el de Durán (2010) muestran la aplicación de este tipo de operación en unidades múltiples para la producción de panela. El primero se enfoca en la propuesta de diseño de un evaporador de efecto múltiple a presión reducida para mejorar la eficiencia en el proceso de producción de la panela. El segundo evalúa energéticamente el proceso de evaporación de múltiple efecto a presión atmosférica (en tanque abierto) para proponer, según los balances de energía, la mejor alternativa, pero a presión superior a la atmosférica (tanque cerrado).
2. Muñoz, M. (2016) propuso un proceso de dos etapas: sedimentación y filtración por medio de filtro prensa para el manejo de lodos provenientes de una planta de tratamiento de aguas crómicas.
3. En su proyecto *Desarrollo de un sistema de control para el acondicionamiento de gas de síntesis y biogás en la alimentación de un motor de combustión interna*, Merchán y Herrera (2017), establecieron un sistema de múltiples etapas para el acondicionamiento del biogás (p. 45): biodigestor; tanque pulsador, para la dosificación y control de flujo; filtro de grava, para retener sólidos y condensar humedad; intercambiador de calor; torre de lavado, para lavar el gas con agua a contra corriente, a alta presión, y un *desnebulizador*, para reducir la humedad del gas saliente de la torre. Así mismo, para el gas de síntesis la siguiente sección describe las etapas del proceso de limpieza, cuyo parámetro más destacado es la reducción de partículas de alquitrán y de polvo (p. 49).

4. Espinosa y Jiménez (2016) desarrollaron la propuesta para obtener hidrogeles, como un proceso de siete etapas, algunas de ellas con recirculación: mezclado, gelificación, filtración, lavado, filtrado del producto, separación de impurezas y secado final. En este trabajo no realizan el balance de materia, pero sí planean el diagrama de bloques del proceso y describen cada una de las operaciones unitarias involucradas. Es significativo el hecho de que el proceso incluye dos recirculaciones: después de la filtración, el material que no alcanza a gelificar se retorna a la entrada del reactor; así mismo, después del filtrado final, en el cual se obtiene el polímero, la solución filtrante se recircula para la etapa de lavado. Sin embargo, como hay pérdidas por volatilidad del solvente, se debe reponer cierta cantidad de metanol en esa etapa. El diagrama, modificado, se muestra en la figura 20.

Figura 20. Diagrama de bloques del proceso de obtención de hidrogeles

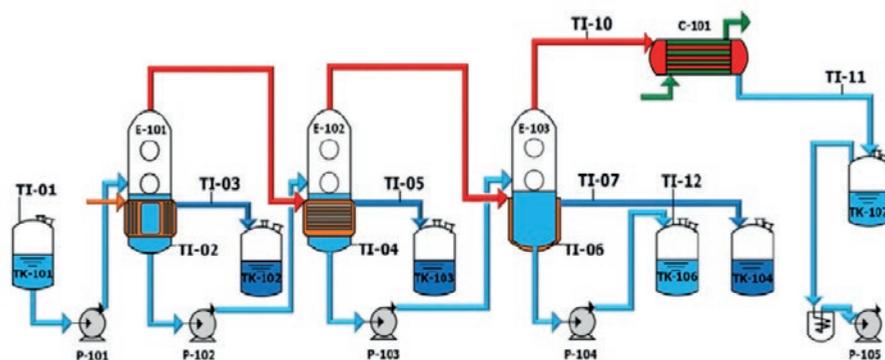


Nota. Modificado de Espinosa y Jiménez, (2016).

5. En 2019, Luis E. Ayala realizó un interesante trabajo en el que aplicó balances de materia y de energía, así como otros temas de la carrera de Ingeniería Química al diagnóstico de las condiciones de operación de un

evaporador de triple efecto que adquirió la Universidad de América con fines didácticos y que se muestra en la figura 21, a continuación.

Figura 21. Diagrama de flujo del tren de evaporación de la Fundación Universidad de América



FUENTE: PROCESS SOLUTIONS AND EQUIPMENT PS&E S.A.S. (2018). GUIAS DE LABORATORIO tren de evaporación triple efecto REF. TE. (). Bogotá

Nota. Tomada de Ayala, 2019.

El equipo permite alimentación a un solo efecto, doble o triple efecto; en serie y en paralelo, y circulación forzada o natural. Analiza las características operacionales y los sistemas de instrumentación y control; finalmente, la simulación en el programa Aspen Plus y compara los resultados con datos de la bibliografía.

Resumen de claves teóricas

En una planta de procesos químicos o petroquímicos, se combinan operaciones unitarias. Cada una corresponde a una etapa del proceso. La configuración de estos procesos puede ser en serie, con recirculación o con derivación. En estos casos, el balance de materia, sin reacción, se aplica al conjunto global o a cada unidad. También se pueden realizar balances en un punto de mezcla, tanto de corrientes como de componentes; en *cambio*, en un divisor solo se puede plantear el balance de corrientes. Lo primero que se hace para resolver este tipo de problemas consiste en determinar los grados de libertad del proceso global y de las unidades, para saber en dónde se comienza a resolver. Luego, se

actualizan los grados de libertad para ver en dónde seguir. Aquí juegan un papel muy importante las ecuaciones adicionales. Se solucionan en orden creciente de grados de libertad.

Para recordar:

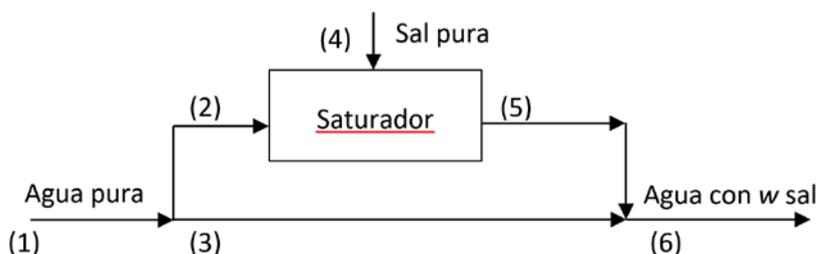
- *Los porcentajes de eliminación así como los de recuperación se convierten en ecuaciones adicionales que se resuelven, casi siempre, primero.*
- *Se toma base de cálculo de corrientes en corrientes externas cuando los grados de libertad del proceso global dan uno y no se conoce ninguna corriente.*
- *Las ecuaciones adicionales solo se usan una vez, ya sea en el sistema global o en las unidades.*
- *En un divisor de flujo las composiciones son iguales en todas las corrientes involucradas, por ello, solo se puede hacer un balance de corrientes, no de componentes.*
- *Cuando en varias unidades da un grado de libertad, después de haber resuelto el sistema global, es necesario resolver simultáneamente dos unidades (revisar ejemplo resuelto 2).*
- *No es necesario resolver todas las unidades de un sistema.*

Problemas propuestos

1. Repita el ejemplo resuelto (2) pero con la siguiente variación: no se conoce el porcentaje ni la cantidad de agua evaporada, pero sí se sabe que se alimentan 1000 kg/h en la corriente (1) al proceso.
2. Invente un problema, basado en el ejemplo (3), donde se conozcan los porcentajes de recuperación de benceno, en D_1 , y de xileno, en B_2 , sin conocerse los porcentajes de la corriente B_1 . Al igual, no sale nada de xileno por D_1 ni nada de benceno por B_2 .

3. Ingres a una solución acuosa con una fracción másica $X_{BaCl_2, 1}$ a un sistema de cuatro evaporadores en serie. Si en cada efecto se elimina la misma cantidad de agua, m_2 y se conoce la fracción másica al final del cuarto efecto, $X_{BaCl_2, 9}$; determine la ecuación necesaria para hallar la fracción másica de $BaCl_2$, a la salida del 1, 2 y 3 efecto.
4. Se ingresa una masa de x kg de agua al sistema mostrado en la figura 22. Si se conoce la fracción de agua derivada para el saturador (m_2/m_1) y se fija la concentración final del agua saturada según la temperatura del proceso en w (fracción másica), determine la ecuación para calcular la masa de sal pura agregada, m_4 .

Figura 22. Diagrama de Bloques para Problema Propuesto 4

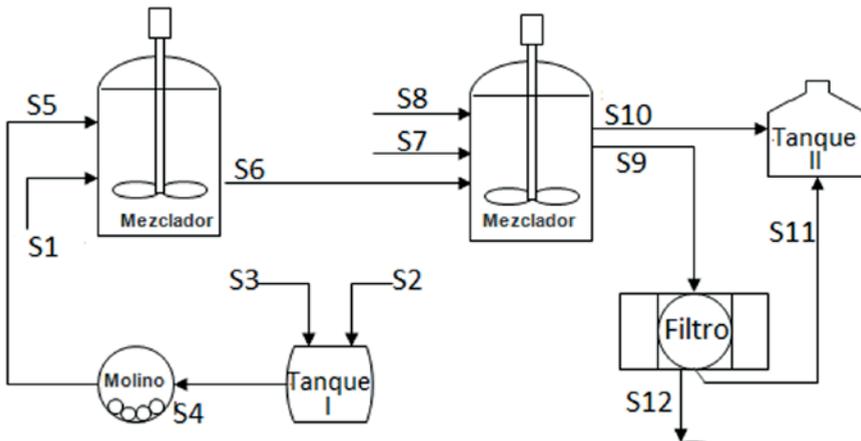


5. En una destilación de una mezcla líquida formada por tres sustancias A , B y C en dos columnas en serie se conocen los porcentajes de la alimentación y los de recuperación de cada compuesto. A es el más volátil, y C , el más pesado. La corriente (3) une las dos torres. Las corrientes (2), (4) y (5) son externas. También se conocen las composiciones de A en la corriente 2, B en la corriente 4 y C en la corriente 5. Haga el diagrama del proceso, elabore la tabla de grados de libertad y diga qué corrientes resuelve con cada ecuación adicional y cómo resolvería la corriente 3.
6. Un proceso típico de biorremediación de cromo trata de eliminar el metal en agua residual por medio de una microalga (Fonseca y Guarín, 2018). Si se pasa una corriente de 1000 L/h de agua residual, densidad 1,05 g/mL, con un 25 % de cromo VI en masa a través de un biofiltro de microalga

Chlorella vulgaris, el porcentaje de remoción del biofiltro es 65 %, y la relación de reciclo de agua es 0,5 en volumen, ¿cuántas veces es necesario recircular el agua por el biofiltro para lograr remoción completa? ¿En cuántas horas se logra dicha remoción total?

7. Teniendo en cuenta el trabajo de Carranza y Velásquez (2016), del cual se presenta el diagrama de flujo en la figura 23, identifique las corrientes internas y las corrientes externas del proceso. Se conocen las corrientes de alimentación S1, S2, S3, S7 y S8, que corresponden a sustancias puras, es decir que hay cinco componentes en el proceso global; y se conoce la concentración de las corrientes S10 y S11. Calcule los grados de libertad del proceso global.

Figura 23. Diagrama PFD Fabricación de Pinturas



Nota. Modificado de Carranza y Velásquez, (2016).

8. Con base en la figura 23 complete la siguiente tabla (tabla 15) de balances de masa para el proceso mencionado, pero modificada también para hacerla ideal (es decir, sin pérdidas de materia ni en el molino ni en los mezcladores ni en el filtro).

Tabla 15. Flujos máxicos en cada corriente. problema propuesto 8

Corriente	Nombre	Flujo (kg/h)
Vehículo	S1	4,51
Resina	S2	8,97
Pigmento	S3	2,13
P. intermedio 1	S4	
Dispersión de resina	S5	10,79
P. intermedio 2	S6	
Aditivos	S7	0,392
Inhibidores	S8	3,925
Producto sin filtrar	S9	19,63
Solvente de lavado	S10	0,7
Material particulado	S11	0,25
Producto terminado	S12	

9. Diseñe un diagrama de flujo *básico* para un proceso de fabricación de mermelada, en el cual se realiza un lavado de la fruta, pelado, cortado, mezclado con azúcar, y evaporación simultánea con el mezclado final con pectina. La fruta inicialmente presenta un 23 % en masa de sólidos. La relación de agua de lavado a fruta es 2 a 1. Suponga que no se pierde materia en el lavado cortado y pelado. El azúcar agregado en el primer mezclado, antes de la evaporación, está en relación 1 a 2 con la masa de la corriente de fruta lavada, cortada y pelada. La concentración final de sólidos, al salir del evaporador - mezclador es de 67% en masa. Calcule las corrientes que se requieren para preparar 1 kg de mermelada final. La información fue tomada del libro: Hablemos de alimentos, de Juan Javier Herrera (2000), páginas 156 y 157.
10. Diseñe un diagrama de flujo *básico* para un proceso de obtención de aceite de aceitunas, basado en una producción de 500 kg/día de aceite, por extracción con solvente. Indique los datos de las variables de proceso más relevantes y los flujos más importantes de materia en el proceso. Recuerde: no hay reacciones químicas sino solamente operaciones unitarias.

Referencias

- Ayala Padilla, L. E. (2019). *Planteamiento metodológico para el diagnóstico de las condiciones de operación de planta de evaporación bajo condiciones de diseño establecidas por el fabricante* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/7371>
- Carranza Vergara, K. S., y Velásquez Baracaldo, M. A. (2016). *Propuesta de mejora para las pinturas multipropósito de Alfachem S. A. S.* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/827>
- Cely Dueñas, M. (2012). *Determinación de parámetros de operación de una planta de producción de panela con evaporación múltiple efecto* [Trabajo de grado]. Fundación Universidad de América.
- Durán Sánchez, E. (2010). *Determinación de la eficiencia energética de un sistema de evaporación de múltiple efecto empleado en la concentración de jugos de caña panelera* [Trabajo de grado]. Fundación Universidad de América.
- Espinosa Ensuncho, C. M., y Jiménez Álvarez, L. Á. (2016). *Desarrollo de una propuesta para la obtención de hidrogeles* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/540>
- Felder, R. M., y Rousseau, R. W., (2005). Principios elementales de los procesos químicos. 3ª. Ed. Limusa Wiley.
- Fonseca Buitrago, L. A., y Guarín Prieto, M. P. (2018). *Evaluación de la remoción de cromo con cultivos de microalgas en un fotobiorreactor de panel plano* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6926/1/6131075-2018-2-IQ.pdf>
- Gooding, N. (2009). *Balance de materia para ingenieros químicos*. 7ª. Ed. Universidad Nacional de Colombia. https://www.academia.edu/43107200/BALANCE_DE_MATERIA_PARA_INGENIEROS_QU%C3%8DMICOS_N%C3%89STOR_GOODING_GARAVITO
- Herrera, J. J. (2000). *Hablemos de alimentos*. Talleres gráficos San Martín. Bogotá, Colombia.
- Merchán Cuervo, J. A., y Herrera Alzate, J. P. (2017). *Desarrollo de un sistema de control para el acondicionamiento de gas de síntesis y biogás en la alimentación de un motor de combustión interna* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6499/1/4121504-2017-2-IM.pdf>

Muñoz Castaño, M. (2016). *Propuesta para el aprovechamiento de los lodos provenientes de plantas de tratamiento de aguas Startwater como materia prima en la fabricación de ladrillo* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/613>

Lista de videos del tema

En algunos videos uso hojas de cálculo para solucionar los problemas. Si requieren dichas hojas, me pueden escribir al correo juan.sandoval@profesores.uamerica.edu.co

Ejercicio de balance sin reacción y con derivación

<https://youtu.be/iATuRUCPo0E>

Ejercicio de balance de materia en una torre de absorción

https://youtu.be/3YA_c_fwFYw

Ejercicio de balance de materia en un secador

https://youtu.be/xPZeyiBR_wY

Ejercicio de balance de materia sin reacción y con recirculación

<https://youtu.be/5u7VpvynU2Q>

Evaporador - Cristalizador

<https://youtu.be/5wjE82yDyng>

Evaporación con derivación

<https://youtu.be/DVdw2MD05KU>

Balance de materia en una unidad de purificación de aire con recirculación

<https://youtu.be/C9x1X3FNvjQ>

Balance de materia sin reacción con recirculación y purga

<https://youtu.be/47bphcNdf0Q>

Balances de materia con reacción química

CAPÍTULO 7

Balances con una única reacción

Competencias específicas

- Recordar los conceptos básicos de estequiometría.
- Aplicar el balance de materia para resolver problemas con una reacción en una unidad.
- Emplear los balances atómicos cuando no se conozca la ecuación ajustada de la reacción.

Balanceo de ecuaciones por tanteo

La ecuación ajustada por tanteo: $2\text{SO}_2 + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{SO}_3$ señala que por cada dos moléculas de dióxido de azufre que reaccionan con una molécula de oxígeno, se producen dos moléculas de trióxido de azufre. Los números antepuestos a las moléculas se llaman *coeficientes estequiométricos*. La relación entre esos números se conoce como *relación estequiométrica*. Ejemplo: relación estequiométrica de SO_2 a O_2 : 2/1. Indica que se necesita el doble de SO_2 con respecto a O_2 . Estas relaciones se dan cuando la ecuación está **balanceada**. Entran dos moles de átomos de azufre y salen dos. Entran seis moles de átomos de oxígeno y salen seis. La ecuación ajustada cumple el principio de conservación de la materia.

Ejemplo

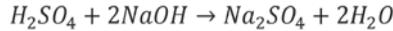
Establezca las relaciones de moles para la reacción de neutralización del ácido sulfúrico con hidróxido de sodio.

Solución

Primero que todo, partiendo de la teoría se escribe la ecuación, sin ajustar



Se ve que el más fácil de balancear es el Na. Entra un mol y salen dos, entonces se antepone un dos al NaOH. Pero ahora entran cuatro moles de H₂, entonces se pone un dos antes del H₂O, y ahí quedaría ajustada la reacción. Así:



Esta ecuación indica que por cada mol de ácido sulfúrico se requieren dos moles de hidróxido de sodio y se produce un mol de sulfato de sodio y dos moles de agua.

Reactivo limitante

Cuando en una reacción uno de los reactivos esté en menor cantidad de la requerida teóricamente, se dice que es *reactivo limitante*, porque si se gasta, se acaba la reacción y será el que se termine primero. También se puede ver por comparación de las relaciones estequiométricas, tanto la teórica como la real, de los reactivos, como lo desarrolla Gooding (2009).

Ejemplo

En la reacción $C_2H_2 + 2H_2 \rightarrow C_2H_6$, si entran 20 kmol de C₂H₂ y 50 kmol de H₂ al reactor, la relación estequiométrica teórica C₂H₂/H₂ es $\frac{1}{2} = 0,5$, pero la relación real es $20/50 = 0,4$; entonces la relación real es menor que la teórica, el reactivo limitante es el C₂H₂. Por la forma tradicional se analiza la diferencia entre los moles reales y las teóricas de cada uno. Así, se necesita 1 kmol de acetileno por cada 2 moles de hidrógeno, y hay 50 kmol de hidrógeno, luego debería haber $50/2 = 25$ kmol de acetileno, teóricamente; pero hay solo 20 kmol, entonces hay menos del que se requiere, luego ese es el reactivo limitante.

Reactivo en exceso

Es el otro reactivo u otros reactivos. Lo que importa es *cuánto porcentaje hay en exceso*, es decir, cuánto sobra con respecto a lo que requiere la reacción. Este porcentaje en exceso, o porcentaje de exceso se calcula así:

$$\%E = \left(\frac{n_{real} - n_{teóricas}}{n_{teóricas}} \right) * 100 \%$$

Por ejemplo, para la reacción anterior, acetileno más hidrógeno, el porcentaje de exceso de H_2 da:

$$\left(\frac{50 - 40}{40}\right) 100\% = 25\%$$

Esos 40 kmol dan porque como ingresan 20 kmol de reactivo limitante (acetileno) y, según la ecuación balanceada, por cada mol de acetileno se necesita el doble de hidrógeno, entonces el doble de 20 es 40. Eso es lo requerido teóricamente, mientras que lo que ingresa realmente de hidrógeno son 50 kmol, es decir, sobran 10 kmol. Y ese 10 corresponde a un 25 % de 40.

A veces pueden dar porcentajes superiores a 100 %, claro que sí. Porque, por ejemplo, si en el mismo caso entraran unos 100 kmol de H_2 , sería:

$$\left[\frac{100 - 40}{40}\right] 100\% = 150\% \text{ de exeso.}$$

Conversión, o grado de finalización de una reacción

Si se alimentan 100 moles de un reactivo límite a un proceso y reaccionan 80 moles de ese reactivo, esto corresponde a un 80 % de conversión, es decir el 80 % de ese reactivo se convirtió en producto. Las fórmulas para calcular este porcentaje de conversión pueden ser desde el reactivo límite o desde el producto.

$$\%C = \frac{n_{RL.que\ reacciona}}{n_{R.L.que\ entra}} * 100\% = \frac{n_{producto\ real}}{n_{producto\ teórico}} * 100\%$$

Los moles (o flujo molar) del reactivo límite que reaccionan corresponden, lógicamente, a los que entran menos los que salen del reactor (o del proceso).

En el caso de los 100 moles de reactivo límite, que reaccionan con un porcentaje de conversión del 80 %, significa que el otro 20 %, o sea los otros 20 moles de dicho reactivo límite, no reaccionaron. Entonces, como no pueden *desaparecer*, salen también como *productos* en la corriente de salida, pero en realidad son reactivos sin reaccionar.

Otro ejemplo. En la reacción de acetileno más hidrógeno, si la conversión es de 80 %:

$$20 - (20 * 0,8) = 20 - 16 = 4 \text{ kmol } C_2H_2$$

Saldrán 4 kmol de acetileno, como reactivo limitante sin reaccionar. Del reactivo en exceso, H_2 , obviamente saldrán más, porque además de que están en exceso, tampoco reaccionan al 100 %, sino al mismo 80 %, en otras palabras, saldrían:

$$50 - (20 * 2 * 0,8) = 50 - 32 = 18 \text{ kmol } H_2$$

Por lo tanto, del hidrógeno saldrán 18 kmol.

Grado de avance

Este es el famoso *chi* (ξ). Este símbolo corresponde a la cantidad que ha reaccionado en un determinado momento de cada reactivo o a lo que se ha generado de cada producto, involucrado en una reacción determinada. Se empleó antes, solo que sin la fórmula.

$$n_i = n_{i,0} + \nu_i \xi \quad \text{o} \quad \dot{n}_i = \dot{n}_{i,0} + \nu_i \dot{\xi}$$

Donde n_i son los moles de un componente que salen del proceso en un determinado tiempo; $n_{i,0}$ los moles de ese componente alimentados al proceso, y el coeficiente estequiométrico del componente, que va a tener signo positivo si es un producto, porque se está formando, pero signo negativo para los reactivos, porque se consumen. También se puede trabajar con flujos molares en lugar de moles. El coeficiente estequiométrico es un número sin unidades. Pero, el grado de avance tiene unidades y son las mismas de n_i , o $n_{i,0}$.

Relación entre grado de avance y porcentaje de conversión

La siguiente fórmula relaciona el porcentaje de conversión del reactivo límite con el grado de avance de la reacción:

$$\xi = \frac{\%C_{R.L.} * n_{R.L.}}{|\nu_{R.L.}| * 100 \%}$$

El coeficiente del reactivo límite es negativo, pero se pone el valor absoluto.

Ejemplo

En la reacción $C_2H_2 + 2H_2 \rightarrow C_2H_6$, si entran 20 kmol de C_2H_2 y 50 kmol de H_2 al reactor, produciendo 18 kmol de etano, el porcentaje de conversión se calcula a partir del acetileno, así:

$$\%C_{R.L.} = \frac{n_{R.L.que\ entra} - n_{R.L.que\ sale}}{n_{R.L.que\ entra}} * 100 \%$$

Pero en este caso, se calcula con el producto real sobre el producto teórico:

$$\begin{aligned} \%C_{R.L.} &= \frac{n_{producto\ real}}{n_{producto\ teórico}} * 100 \% = \\ &= \frac{18\ kmol\ C_2H_6 * 100 \%}{20\ kmol\ C_2H_2 * 1\ kmol\ C_2H_6 / 1\ kmol\ C_2H_2} = 90 \% \end{aligned}$$

El grado de avance de la reacción sería:

$$\xi = \frac{\%C_{R.L.} * n_{R.L.}}{|v_{R.L.}| * 100 \%} = \frac{90 \% * 20\ kmol}{1 * 100} = 18\ kmol$$

Y la salida del reactor se calcula con las ecuaciones de balance molar:

$$n_{C_2H_2, salida} = 20 - (1 * 18) = 2\ kmol$$

$$n_{H_2, salida} = 50 - (2 * 18) = 14\ kmol$$

$$n_{C_2H_6, salida} = 0 + (1 * 18) = 18\ kmol$$

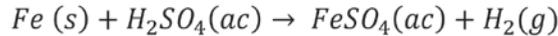
Ejercicios resueltos

Ejemplo 1

En cierto proceso, para obtener 4400 kg de FeSO_4 se hicieron reaccionar 2000 kg de hierro con $2,54 \text{ m}^3$ de H_2SO_4 puro, cuya densidad es $1,8 \text{ g/cm}^3$. Determine: (a) reactivo límite; (b) porcentaje de reactivo en exceso; (c) grado de finalización, (d) volumen de hidrógeno obtenido en condiciones normales (C. N.).

Solución

Primero se plantea y se ajusta la ecuación correspondiente:



Ahora, se determinan las masas y los moles de los reactivos y su coeficiente estequiométrico real, teniendo en cuenta las masas molares, calculadas según las masas atómicas de cada elemento disponibles en la tabla periódica:

$$n_{\text{Fe}} = \frac{m_{\text{Fe}}}{M_{\text{Fe}}}$$

$$\frac{2000 \text{ kg}}{55,85 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \text{ Fe}} = 35,81 \text{ kmol Fe}$$

$$n_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{m_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}} = \frac{(\rho V)_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}}$$

$$\frac{\left(2,54 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{SO}_4 * 1800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{\left(\frac{98 \text{ kg}}{\text{kmol H}_2\text{SO}_4}\right)} = 46,65 \text{ kmol H}_2\text{SO}_4$$

Con los moles se determinan las relaciones estequiométricas, moles de Fe a moles de H_2SO_4 . Se recuerda que la teórica corresponde a los subíndices de la ecuación ajustada. La real son los moles que realmente están entrando al reactor.

La relación estequiométrica teórica es:

$$\frac{1 \text{ kmol Fe}}{1 \text{ kmol H}_2\text{SO}_4} = 1$$

La relación estequiométrica real es:

$$\frac{35,81 \text{ kmol Fe}}{46,65 \text{ kmol H}_2\text{SO}_4} = 0,77$$

La relación estequiométrica real es menor que la teórica, con los moles de Fe en el numerador. Eso quiere decir que hay menos Fe del que se requiere. Luego el Fe es el **reactivo límite**.

Por cada kmol de Fe se requieren 1 kmol de ácido, pero entran 35,9 kmol de Fe y 46,65 kmol de H₂SO₄, es decir, hay más del que se necesita, con un porcentaje en exceso de:

$$\left[\frac{(46,65 - 35,81)}{35,81} \right] 100 \% = 30,3 \% \text{ de exceso.}$$

El porcentaje de conversión se aplica entre el reactivo límite y el sulfato de hierro, del cual dicen cuánto se forma. 1 kmol de Fe produce 1 kmol de FeSO₄, entonces, **teóricamente**, 35,81 kmol de Fe producirían 35,81 kmol de sulfato. Pero realmente se producen 4400 kg, o sea:

$$\frac{4400 \text{ kg}}{151,85 \text{ kg/kmol}} = 28,97 \text{ kmol de FeSO}_4$$

Ese es el producto **real**.

Entonces,

$$\%C = \left[\frac{\text{Producto real}}{\text{producto teórico}} \right] 100 \% = \left(\frac{28,97}{35,81} \right) * 100 \% = 80,9 \%$$

Finalmente, se obtiene el volumen de hidrógeno (gaseoso) a C. N. (1 atm y 25 °C), sabiendo que los moles de H₂ producidos son los mismos que los de FeSO₄, por la ecuación balanceada:

$$V = \frac{nRT}{P} = \frac{28,97 * 1000 \text{ mol} * 0,082 \left(\frac{\text{L} * \text{atm}}{\text{mol} * \text{K}} \right) * 298,15\text{K}}{1 \text{ atm}} = 708267,2 \text{ L}$$

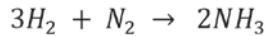
$$= 708,3 \text{ m}^3 \text{ de H}_2 \text{ a C. N.}$$

Ejemplo 2

Si una mezcla gaseosa de H_2 y N_2 , con una relación molar $H_2:N_2$ de 4:1 alimenta un reactor para obtener amoníaco, y el porcentaje de conversión es 40 %, calcule el porcentaje en exceso del reactivo respectivo, los kilogramos de amoníaco producidos por kg de mezcla inicial y la composición molar a la salida del reactor.

Solución

La reacción ajustada es:



Teóricamente, 3 moles de H_2 reaccionan con 1 mol de N_2 , pero hay 4 moles de H_2 alimentados por cada mol de N_2 . Es decir, hay exceso de H_2 . Este porcentaje de exceso es sencillamente:

$$\left[\frac{4-3}{3} \right] * 100 \% = 33,33 \% \text{ de exceso de } H_2$$

El **reactivo límite**, por ende, es el N_2 . Ahora, se calculan las fracciones molares. Se convierte la relación en fracción molar, así:

$$y_{H_2} = \frac{n_{H_2}}{n_{Total}} = \frac{4}{4 + 1} = \frac{4}{5} = 0,8$$

$$y_{N_2} = \frac{n_{N_2}}{n_{Total}} = \frac{1}{1 + 4} = \frac{1}{5} = 0,2$$

Se determina la masa molar media de la mezcla gaseosa:

$$\bar{M} = \sum y_i M_i = \left\{ (0,8 * 2 \frac{kg}{kmol} H_2) + (0,2 * 28 \frac{kg}{kmol} N_2) \right\} = 7,2 \text{ kg/kmol}$$

Entonces, se hallan los moles en 1 kg de mezcla gaseosa:

$$n_{Total} = \frac{m}{M} = \frac{1kg}{\frac{7,2 kg}{kmol}} = 0,139 kmol$$

De esas 0,139 kmol, el 20 %, es de nitrógeno (el reactivo límite):

$$n_{N_2} = 0,139 kmol * 0,2 = 0,0278 kmol$$

1 kmol de N_2 produce 2 kmol de NH_3 , por la ecuación ajustada, si la conversión fuera 100 %:

$$\begin{aligned} 0,0278 kmol N_2 * (2 kmol NH_3 / 1 kmol N_2) \\ = 0,0556 kmol NH_3 \text{ (producto teórico)} \end{aligned}$$

Pero como la conversión es del 50 %, entonces, el amoníaco real da:

$$\text{Producto real} = \frac{(\text{Producto teórico} * \text{Conversión})}{100 \%} =$$

$$NH_3 \text{ real} = 0,0556 kmol * 0,5 = 0,0278 kmol NH_3 \text{ real}$$

$$0,0278 kmol NH_3 * \left(\frac{17 kg}{NH_3 kmol}\right) = 0,4726 kg NH_3 \text{ reales}$$

Finalmente, en la composición molar a la salida, se cuentan los moles de N_2 , de H_2 y de NH_3 .

$$n_{N_2,salida} = n_{N_2,entrada} - n_{N_2,reaccionan}$$

$$n_{N_2,salida} = 0,0278 - (0,0278 * 0,5) = 0,0139 kmol N_2$$

$$n_{H_2,salida} = n_{H_2,entrada} - n_{H_2,reaccionan}$$

$$n_{H_2,salida} = (0,139 * 0,8) - (0,0278 * 0,5) mol N_2 * \frac{3 mol H_2}{1 mol N_2} = 0,0695 kmol H_2$$

$$n_{Total,salida} = 0,0278 kmol NH_3 + 0,0139 kmol N_2 + 0,0695 kmol H_2$$

$$n_{Total,salida} = 0,1112 kmol$$

Y los porcentajes molares, de cada componente en la salida, se calculan así:

$$\%n_{NH_3} = \frac{0,0278}{0,1112} * 100 \% = 25 \%$$

$$\%n_{N_2} = \frac{0,0139}{0,1112} * 100 \% = 12,5 \%$$

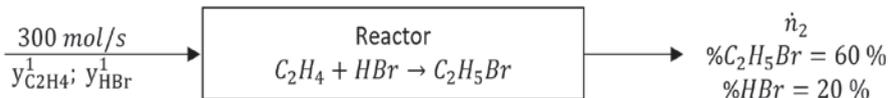
$$\%n_{H_2} = \frac{0,0695}{0,1112} * 100 \% = 62,5 \%$$

Respuestas: el porcentaje en exceso del hidrógeno es 33,33 %. Se producen 0,4726 kg de amoníaco por cada kg de mezcla inicial y los porcentajes molares a la salida del reactor para amoníaco, nitrógeno e hidrógeno son 25 %; 12,5 %, y 62,5 %, respectivamente.

Ejemplo 3

La reacción entre el eteno, o etileno, y el ácido bromhídrico para formar bromuro de etilo se lleva a cabo en un reactor continuo, como se muestra en la figura 24. La corriente de producto contiene 60 % en moles de bromuro de etilo y 20 % en moles de ácido bromhídrico. Calcule la fracción de conversión, el reactivo limitante, el porcentaje de exceso del otro reactivo y, si se sabe que la velocidad de flujo molar de la alimentación es 300 mol/s, ¿cuál es el grado de avance de la reacción?

Figura 24. Diagrama de bloque del ejemplo resuelto 3



Solución

Tabla 16. Grados de libertad del ejemplo resuelto 3

Incógnitas	Reacciones	Componentes	Ecuaciones adicionales	Grados de libertad
2 $\dot{n}_2, y_{C_2H_4}^1$	1	3 C_2H_4, HBr, C_2H_5Br	0	$2+1-3 = 0$

Nota. En este caso no hay ecuaciones adicionales. Si hubieran dado datos de porcentaje de conversión, porcentaje de exceso o grado de avance de la reacción, se tomaría cada uno de ellos como una ecuación adicional.

En la salida, es obvio que el restante 20 % molar corresponde al reactivo C_2H_4 . No lo tiene que decir el enunciado o la gráfica.

Aplicando las ecuaciones de balance con reacción por componente:

$$\dot{n}_{C_2H_4, salida} = \dot{n}_{C_2H_4, entrada} - \xi \quad (1)$$

$$\dot{n}_{HBr, salida} = \dot{n}_{HBr, entrada} - \xi \quad (2)$$

$$\dot{n}_{C_2H_5Br, salida} = \dot{n}_{C_2H_5Br, entrada} + \xi \quad (3)$$

Reemplazando datos:

$$0,2\dot{n}_2 = y_{C_2H_4,1}300 - \xi \quad (1)$$

$$0,2\dot{n}_2 = y_{HBr,1}300 - \xi \quad (2)$$

$$0,6\dot{n}_2 = \xi \quad (3)$$

E igualando las expresiones (1) y (2), se cancela el grado de avance y queda:

$$y_{C_2H_4,1}300 = y_{HBr,1}300 \rightarrow y_{HBr,1} = y_{C_2H_4,1}$$

Con lo cual las fracciones son 0,5 y 0,5 en la entrada del reactor. Ahora, se reemplaza en (1):

$$0,2\dot{n}_2 = 0,5 * 300 - \xi$$

Pero, ahora se reemplaza el grado de avance por la (3):

$$0,2\dot{n}_2 = 0,5 * 300 - 0,6\dot{n}_2 \rightarrow 0,8\dot{n}_2 = 150 \rightarrow \dot{n}_2 = \frac{150}{0,8} = 187,5 \text{ mol/s}$$

Y ahora, en (2) o en (3) o en (1) se despeja el grado de avance:

$$\xi = 0,6 * 187,5 = 112,5 \text{ mol/s}$$

Finalmente, el porcentaje de conversión de la reacción da:

$$\xi = \frac{\dot{n}_{R.L.,1} * \%C}{100 \% * \nu} \rightarrow \%C = \frac{\xi * 100 \% * \nu}{\dot{n}_{R.L.,1}}$$

$$\%C = \frac{112,5 \frac{\text{mol}}{\text{s}} * 100 \% * 1}{150 \text{ mol/s}} = 75 \%$$

En este caso no hay reactivo límite ni en exceso, entonces se toman los 150 mol/s de cualquiera: ácido bromídrico o etileno.

Respuestas: No hay reactivo límite ni reactivo en exceso, porque la relación estequiométrica real es igual a la teórica, ya que entran en relación 1 a 1, tal como lo requiere la ecuación ajustada. La fracción de conversión es 0,75. El grado de avance es 112,5 mol/s, significa que por cada 150 mol/s de reactivos (porque de ambos entra lo mismo) el 75 % reacciona o se consume.

Aplicaciones a la investigación

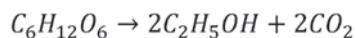
1. Este autor junto con el docente Diego Rubio y los estudiantes Jennifer Sierra y Steven Fonseca realizaron el diseño, montaje y puesta en marcha de un fotobiorreactor *airlift* para el cultivo de biomasa microalgal, con la especie modelo *Chlorella vulgaris*, en 2014. El equipo (figura 25) tenía 5,6 L de volumen de operación, contaba con un sistema de agitación compuesto de compresor, filtros, regulador, mangueras y difusor, y sistema de iluminación por cintas LED con una longitud de onda de 623 nm. Al tratarse de reacciones biológicas dependen de múltiples factores, incluyendo la especie usada.

Figura 25. Fotobiorreactor Airlift para Cultivo de Microalgas a Escala Banco



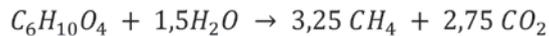
Nota. Foto tomada de Rubio et al., (2014).

2. Una reacción bastante conocida es la fermentación anaeróbica:



Los microorganismos, como las levaduras y las bacterias, permiten la conversión de azúcares (glucosa en la reacción) en alcoholes (etanol). Según Andrade et al. (2017), en su revisión sobre procesos bioquímicos para obtener bioetanol, biodiésel y biogás, la *Saccharomyces cerevisiae* es la levadura más usada, pero en su artículo incluyen otras con diferentes eficiencias en el proceso. Además, describen distintas reacciones genéricas, como la de transesterificación de un triglicérido para obtener biodiésel y las etapas de la obtención de biogás por digestión anaerobia. Muy importante es el análisis de la influencia de los parámetros, no solo materia prima o microorganismo sino agitación, relación de nutrientes y temperatura.

3. Otro artículo que va en la misma línea del anterior —la biotecnología—, elaborado por Malagón et al. (2017) compara las eficiencias de obtención de bioetanol con diferentes materiales lignocelulósicos, destacando que este proceso requiere una reacción de hidrólisis ácida de la materia prima (residuos de cáscaras de frutas) antes de la fermentación.
4. La tesis de grado de Forero y Sánchez (2017) desarrolló la ingeniería conceptual para producir biogás a partir de los residuos sólidos de la plaza del Siete de Agosto, en Bogotá. Además de los análisis que en otros capítulos de este libro se hacen sobre variables de proceso, balances de masa y balances de energía, un punto negativo es que en el marco teórico presentan una reacción general de digestión aerobia, así (p. 25):



Pero no indica qué compuesto es el que se está usando como materia prima. Por otra parte, algo por resaltar en lo relacionado con procesos donde hay reacciones químicas de tipo bioquímico, es que presentan un método para determinar la cantidad de biogás generado de forma sencilla: desplazamiento de agua en una probeta graduada (p. 39). Aunque la estequiometría no es clara, por ser un proceso donde hay múltiples reacciones, la metodología usada permite calcular conversión y velocidad de reacción (p. 80). Y partiendo de estos datos experimentales, realizan el diseño del reactor más adecuado, luego de revisar las posibles alternativas (pp. 81-85).

5. Según Osorio y Martínez (2017), una alternativa para los residuos de ácidos grasos lácteos es la obtención de jabones industriales mediante la reacción de saponificación, en la cual una mezcla de ácidos grasos se hace reaccionar con hidróxido de potasio o de sodio, para producir una mezcla de sales de potasio y glicerina. Pero también muestran otras rutas para obtener jabones industriales como la semicocción, el autoclave, el éster metálico y el continuo (Regla et al, 2014).

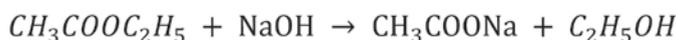
6. Aunque hay muchos trabajos (tesis, artículos y conferencias) relacionados con tratamientos de aguas residuales domiciliarias o industriales, en pocos se describen las reacciones involucradas, así sea en la parte analítica como la determinación de contaminantes. Uno que sí lo hace es el de Leiton y Sedano (2017), para mejorar la planta de tratamiento de aguas residuales de una empresa de lácteos, en la que muestran la reacción involucrada en la determinación de cloruros, pero no desarrollan balances de materia en torno a esta o a otra reacción presente en el tratamiento.
7. El trabajo de Espinosa y Jiménez (2016), mencionado en otros capítulos de este libro, presenta en su figura 28 (p. 53) la reacción de copolimerización de acrilamida y ácido acrílico para obtener el copolímero entrecruzado. Especifica la obtención experimental del producto adsorbente y su rendimiento, así como los equipos requeridos, aunque sin entrar en detalles de cálculos.
8. Dimensionamiento de un reactor. Otro ejemplo de metodología de dimensionamiento, es el propuesto en el trabajo de Bonilla (2017), el cual parte de las características requeridas del producto: un detergente líquido. La parte teórica entrega los fundamentos de la química de los detergentes: cómo es la estructura de la molécula del dodecilbencensulfonato de sodio, la base del detergente, la formación de micelas, que son las estructuras encargadas de *atrapar* la grasa y arrastrarla, los componentes genéricos del detergente comercial, el proceso de fabricación y algunos tipos de reactores usados en este proceso. Luego realiza el diagnóstico del proceso actual para determinar fallas y alternativas de mejora. Posteriormente para llevar el cabo el dimensionamiento del reactor desarrolla los balances de materia para una producción fija de detergente de 58,57 ton/año, o 305,03 kg/h. La reacción planteada por el autor es:



HLAS es ácido sulfónico lineal que, neutralizado con carbonato de sodio, produce el dodecilbencensulfonato de sodio.

9. Un trabajo reciente en la línea de aplicación de los conocimientos de la carrera para la puesta en marcha de equipos propios de la Fundación Universidad de América, es el de González y Mora (2019), con el planteamiento metodológico para el diagnóstico del banco de reactores de la planta piloto. Toman como modelo cuatro reacciones, a las que analizan su cinética, propiedades termodinámicas, propiedades fisicoquímicas de los productos, en especial lo relacionado con corrosividad, factores de seguridad para tener en cuenta a la hora de realizar las prácticas propuestas, entre otros aspectos. Las reacciones son las siguientes:

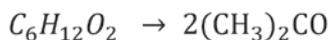
(a) saponificación de acetato de etilo para generar acetato de sodio y alcohol etílico:



(b) hidrólisis de anhídrido acético para sintetizar ácido acético:



(c) descomposición del alcohol acetona para formar acetona:

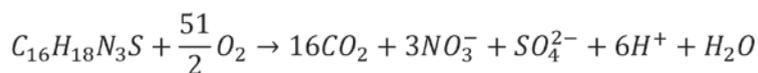


(d) esterificación de ácido acético con etanol para producir acetato de etilo y agua:



10. Rojas y Torres (2016) presentan la evaluación del aceite de ricino como materia prima para la obtención de una resina epóxica. Se realizó la transmidación del aceite con DETA: dietilentriamina. Y luego se usó el aceite modificado como endurecedor o agente de curado de la resina.

11. En la línea, no vigente, de materiales fotoactivos son varios los trabajos en los que se aplica el estudio de una o varias reacciones químicas. Para destacar, el artículo de Quiñones y Loaiza (2010) que buscaba reducir dióxido de nitrógeno mediante fotocatalisis y dióxido de titanio, usando luz solar como activador. Su objetivo, contribuir a la descontaminación atmosférica. Así mismo, el trabajo de Cuervo y Rojas (2019), en el que analizan la influencia de la proporción de ilmenita y carbón activado en la remoción de azul de metileno. Su objetivo, lograr la mejor proporción que consiguiera remover la mayor cantidad de azul de metileno del agua, para lo cual se construyó un fotobiorreactor acoplado a un sistema de monitoreo. La reacción que representa el proceso de remoción del azul de metileno es:



Resumen de claves teóricas

Este capítulo corresponde, en términos generales, a un repaso de estequiometría. Se ve el caso de una reacción y el proceso con una reacción química. Los reactivos se analizan para saber si están en proporciones estequiométricas, es decir, según los coeficientes de la ecuación química ajustada. Si no es así, se determina el porcentaje en exceso. Y con base en el reactivo límite, con ayuda del porcentaje de conversión, se determinan los porcentajes de los componentes a la salida del reactor, recordando que el porcentaje de cada reactivo que no reacciona sale del reactor en la corriente final. Otra forma de determinar la composición en la corriente de salida es a través del grado de avance de una reacción, pero también permite calcular la entrada del reactor si se conoce la salida. Se explican también los balances atómicos, aplicables al caso en que no se conozca la ecuación química del proceso. En cada ejemplo se determinan primero los grados de libertad. En las aplicaciones a la investigación se habla de reacciones como la fermentación anaeróbica, hidrólisis ácida, digestión aerobia, saponificación, esterificación, síntesis, descomposición, reacción de intercambio iónico (determinación de cloruros), polimerización, obtención de un tensioactivo y degradación de compuestos contaminantes para agua y aire. Se puede concluir que el primer paso para el dimensionamiento de un proceso que involucre una reacción es definir su conversión en equilibrio, para luego

hacer los balances de materia aplicables, tanto al reactor como a las demás unidades asociadas de separación y preparación de materia prima. También son necesarias la cinética de reacción y otras variables termodinámicas para el diseño en detalle que tome en cuenta el calor generado o consumido, aunque esto ya hace parte de los balances de energía.

Para recordar:

- *En un proceso reactivo, los moles no necesariamente se conservan, es decir, pueden ser diferentes los moles totales a la entrada y salida del reactor. Solo son iguales si los coeficientes estequiométricos de la ecuación balanceada son iguales para todos los participantes. La masa siempre se conserva.*
- *El reactivo límite o limitante saldrá del reactor siempre que el porcentaje de conversión sea inferior al 100 %.*
- *Los porcentajes de reactivo en exceso pueden ser superiores al 100 %.*
- *Cuando los reactivos entran en cantidades estequiométricas no hay reactivo limitante y el porcentaje de conversión se puede aplicar a cualquiera de los reactivos.*
- *El coeficiente estequiométrico tiene signo, pero no tiene unidades. Es positivo para los productos, pero negativo para los reactivos.*
- *El grado de avance de una reacción tiene unidades, pero no tiene signo. Y se puede aplicar a cualquier participante de la reacción, tanto reactivo como producto, para hallar su balance molar en el reactor.*

Problemas propuestos

1. Mencione cinco reacciones vistas en este capítulo y escriba la ecuación balanceada respectiva.
2. Consulte tres reacciones de síntesis usadas industrialmente y reseñe su importancia. No olvide poner la referencia respectiva.

3. Consulte dos reacciones de descomposición usadas industrialmente y reseñe su importancia. No olvide poner la referencia respectiva.
4. La reacción de 6,8 g de H_2S con exceso de SO_2 , produce 8,2 g de S, según la siguiente reacción, ¿Cuál es el porcentaje de conversión o grado de finalización? $\text{H}_2\text{S} + \text{SO}_2 \rightarrow \text{S} + \text{H}_2\text{O}$.
5. Se mezclan 2 L de cloro gas medidos a 97°C y 3 atm con 3,45 g de sodio metal y se dejan reaccionar hasta completar la reacción para formar NaCl. Calcule: a) masa de cloruro de sodio obtenida y b) masa de reactivos no consumida.
6. ¿Qué volumen de oxígeno medido a 25°C y 700 mmHg se necesita para quemar 10 litros de butano (C_4H_{10}) a la misma temperatura y presión de 1 atm?
7. Si 4 g de H_2 reaccionan con 40 g de O_2 para formar H_2O , ¿cuál es el reactivo en exceso y cuánto es el porcentaje de exceso?
8. Suponga la oxidación de etileno para producir óxido de etileno. Balancee la ecuación. La alimentación a un reactor donde ocurre esta reacción es de 100 kmol de O_2 y 100 kmol de C_2H_2 . Si la reacción ocurre hasta que quedan 60 kmol de O_2 , ¿cuál es el porcentaje de conversión del etileno y cuál el grado de avance de la reacción?
9. Resuelva por balances atómicos: se hidrogena una mezcla de 10 moles de C_2H_4 y 10 moles de C_4H_8 con 21 mol de H_2 , para producir una mezcla que contiene etileno, butileno, etano, butano e hidrógeno. Si las cantidades de salida de C_2H_6 , C_4H_{10} y C_4H_8 son respectivamente 8, 6 y 4 mol, calcular los moles de C_2H_4 e H_2 a la salida.
10. Se produce propileno mediante la descomposición térmica (*cracking*) del propano en un horno. Al alimentarse propano puro, C_3H_8 , se obtiene una corriente que contiene: C_3H_8 45 %, C_3H_6 20 %, C_2H_4 5 % y el resto C_2H_6 , CH_4 y H_2 en moles. La proporción de C_2H_6 a CH_4 en esa salida, es de 2 a 1. No se observan depósitos de carbón en los tubos del horno. Calcule la composición completa de la corriente de producto.
11. La combustión del propano con aire logra un 80 % de conversión. Si se emplea un 50 % de exceso de aire seco, determine los porcentajes molares a la salida del reactor.

12. La descomposición térmica del carbonato de calcio a alta temperatura tiene un 100 % de conversión. Sabiendo que se producen 150 kg de óxido de cal, halle la masa de carbonato inicial y la presión que alcanzará el dióxido de carbono en el horno de 3 m³ de volumen si la temperatura es 300 °C.
13. La síntesis del amoníaco tiene bajas conversiones, alrededor de 30 % como máximo. Suponga que se alimenta un flujo de 100 mol/min de una mezcla gaseosa con proporciones 4 a 1 de H₂ a N₂, en un reactor de síntesis. Calcule los porcentajes molares a la salida del reactor.
14. Tomando en cuenta el ejercicio anterior, ahora suponga que el alimento no es totalmente puro sino que contiene un 3 % molar de argón, el cual no reacciona pero disminuye la conversión al 25 %. ¿Cuál sería la nueva composición molar a la salida, si se mantiene el flujo total de alimento igual al ejercicio anterior?
15. Investigue una reacción típica en una refinería, puede ser deshidrogenación o una desulfurización. ¿Cuáles son sus condiciones típicas (presión, temperatura, catalizador)? ¿Cuál es el porcentaje de conversión alcanzado?

Referencias

- Andrade, A., Corredor, A., Buitrago, L., y Lache, A. (2017). Procesos bioquímicos utilizados para la producción de bioetanol, biodiésel y biogás, y su estado en Colombia. *Semilleros: Formación Investigativa*, 3(1), 101-117. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6444>
- Bonilla Martínez, J. S. (2017). *Dimensionamiento de un reactor para la producción del detergente líquido autopolish a nivel industrial en la empresa Produquum LTDA*. [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6038>
- Cuervo Bernal, K., y Rojas López, A. C. (2019). *Evaluación del efecto de la proporción de ilmenita/carbón activado sobre la remoción de azul de metileno en un fotorreactor a escala laboratorio* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/7375>
- Espinosa Ensuncho, C. M., y Jiménez Álvarez, L. Á. (2016). *Desarrollo de una propuesta para la obtención de hidrogeles* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/540>
- Felder, R. M., y Rousseau, R. W., (2005). Principios elementales de los procesos químicos. 3ª. Ed. Limusa Wiley.

- Forero Carrasco, M. A., y Sánchez Quevedo, A. C. (2017). *Desarrollo de la ingeniería conceptual del proceso de producción de biogás mediante los residuos orgánicos provenientes de la plaza distrital de mercado Siete de Agosto* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6370>
- González Chaves, F. J., y Mora Quiroz, E. (2019). *Planteamiento metodológico para el diagnóstico del banco de reactores de la planta piloto de la Fundación Universidad de América bajo las condiciones de diseño y operación establecidas por el fabricante* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/7381>
- Gooding, N. (2009). *Balance de materia*. 7ª. Ed. Universidad Nacional de Colombia.
- Leiton Salamanca, M. Á., y Sedano Cabrera, P. A. (2017). *Desarrollo de una propuesta de mejora para la planta de tratamiento de aguas residuales de la empresa de lácteos Inversiones Fasulac LTDA*. [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6045>
- Malagón Micán, M. L., Garay Hernández, C. A., y Peña Peña, N. (2017). Obtención de bioetanol a partir de residuos lignocelulósicos. *Semilleros: Formación Investigativa*, 3(1), 69-76. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6439/1/COL0046961-2017-1-IQ.pdf>
- Osorio Cisneros, A. C., y Martínez Castro, L. A. (2017). *Desarrollo de una propuesta de aprovechamiento de los residuos grasos lácteos provenientes de la empresa Levelma S. A. S.* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6565/1/6121905-2017-2-IQ.pdf>
- Quiñones Segura, C. A., y Loaiza Carreño, A. (2016). Degradación de NO₂ empleando un reactor fotocatalítico usando TiO₂ como catalizador. *Revista de Investigación*, 9(1), 91-96. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/534>
- Regla, I., Vázquez Vélez, E., Cuervo Amaya, D. H., y Neri, A. C. (2014). La química del jabón y algunas aplicaciones. *Revista Digital Universitaria*, 15(5), 1-15. <https://www.revista.unam.mx/vol.15/num5/art38/>
- Rojas Morales, M., y Torres Gómez, D. A. (2016). *Evaluación para la obtención de resina epóxica a partir de aceite de ricino a nivel laboratorio* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/616>
- Rubio Fernández, D., Guzmán Silva, D. K., Gutiérrez Cuervo, C. M., y Sandoval Herrera, J. A. (2016). Propuesta de diseño de un sistema continuo para un fotobio-reactor *airlift* a escala laboratorio. *Revista de Investigación*, 9(2), 94-105. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6209>

Lista de videos del tema

Estequiometría simple

<https://youtu.be/mCFaK-yAM8c>

Grado de avance de una reacción

<https://youtu.be/kcxQqiLvg5M>

Ejercicios de estequiometría con una reacción

<https://youtu.be/DIKcNrwMIr8>

Balances atómicos

<https://youtu.be/VkkRX-FET-E>

CAPÍTULO 8

Balances de materia con múltiples reacciones

Competencias específicas

- Extender los conceptos de estequiometría al caso de múltiples reacciones químicas.
- Aplicar grados de libertad por balances moleculares o de grados de avance múltiples.
- Resolver problemas de balance con múltiples reacciones químicas.

Introducción

En la práctica no ocurre una sola reacción en un proceso químico, sino múltiples. Puede ser porque los reactivos no se combinan de una sola forma, entonces se obtienen productos indeseados o porque los productos se convierten en reactivos de reacciones posteriores secundarias. El ingeniero encargado debe diseñar de tal manera el proceso, que se oriente hacia las reacciones que proporcionen en mayor medida el producto deseado, al tiempo que minimice la tendencia hacia las reacciones secundarias indeseadas.

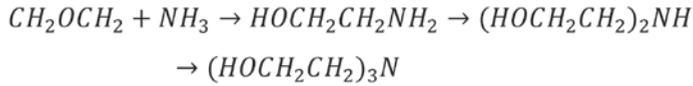
Tipos de reacciones múltiples

En serie

Uno o más productos intermedios reaccionan para producir productos nuevos. El esquema general es el siguiente:



Un ejemplo es la reacción de óxido de etileno con amoníaco para formar mono, di y tri etanolamina:

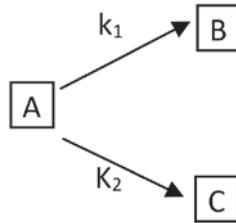


Otro caso es el de la halogenación de alcanos, que puede darse hasta obtener el derivado mono di, tri o tetra halogenado.

En paralelo

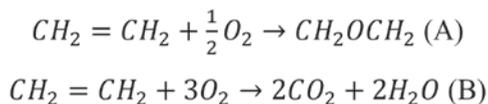
El (los) reactivo (s) reacciona (n) para generar productos diferentes en sendas reacciones químicas. También se les llama competitivas porque las reacciones compiten. Y se busca que uno de los dos productos predomine porque es el más valioso en el proceso. El esquema general se ve en la figura 26 donde k_1 y k_2 son las velocidades para cada una de las dos reacciones.

Figura 26. Esquema general de reacciones en paralelo



Nota. Un caso particular podría ser la oxidación parcial de etileno para producir óxido de etileno (reacción A), compitiendo con la combustión de dióxido de carbono y agua (reacción B).

Un ejemplo típico de reacciones en paralelo corresponde a las oxidaciones parciales que compiten con las oxidaciones completas (combustión) de muchos hidrocarburos.



Grados de avance en reacciones múltiples

En casos de reacciones múltiples, cada reacción cuenta con su propio grado de avance. Y a cada sustancia participante, i , en el sistema de j reacciones, se le aplica una ecuación de balance, por grado de avance, como la siguiente:

$$n_i = n_i^0 + \sum_j v_{i,j} \xi_j$$

En la n_i que corresponde a los moles (o flujo molar) de salida del reactor; n_i^0 , a los moles (o flujo molar) de entrada al reactor; v_{ij} es el coeficiente estequiométrico de la especie i (reactivo signo negativo; producto signo positivo) en la reacción j , y ξ_j es el grado de avance de cada reacción j . En una reacción, determinada sustancia puede ser reactivo, pero en otra puede ser producto o viceversa. Y finalmente, en ocasiones hay sustancias que solo actúan como reactivos o productos.

Ejemplo

El metanol se obtiene por la reacción entre el monóxido de carbono y el hidrógeno, como se ve en la ecuación química (1). Pero también se produce metano por hidrogenación total, como lo muestra la ecuación química (2). Plantee las ecuaciones de balance para cada especie participante en el proceso.



Solución

Es un sistema de reacciones en paralelo. Designamos la reacción principal como (1), y la reacción competitiva como (2).

Se empieza con el CO (reactivo en ambas ecuaciones y con coeficiente estequiométrico -1):

$$n_{CO}^2 = n_{CO}^1 - \xi_1 - \xi_2$$

Ahora, el H_2 (es reactivo en ambas ecuaciones y con coeficientes estequiométricos -2 y -3, respectivamente):

$$n_{H_2}^2 = n_{H_2}^1 - 2\xi_1 - 3\xi_2$$

El producto principal, que se obtiene en la primera reacción. No es reactivo en ninguna. Es producto solo en la primera ecuación:

$$n_{CH_3OH}^2 = \xi_1$$

Y finalmente el agua, que es producto en la segunda ecuación y no es reactivo de ninguna reacción:

$$n_{H_2O}^2 = \xi_2$$

Para solucionar este problema se requeriría conocer el porcentaje de conversión del reactivo límite, más los datos de la entrada incluida su composición completa, o más datos de la salida; en algunos casos se requieren datos adicionales, como pueden ser el rendimiento o la selectividad.

Rendimiento

Se puede expresar como fracción o como porcentaje. Es la relación entre los moles de producto deseado que se obtienen, sobre los moles que se hubieran obtenido si todo el reactivo límite reaccionara sin que existieran reacciones secundarias. Es el máximo teórico de producto deseado. Implica un 100% de conversión del reactivo límite y solo la reacción principal. Una posible ecuación sería:

$$\%R = \left(\frac{n \text{ reales de producto deseado}}{n \text{ máximas teóricas de producto deseado}} \right) * 100 \%$$

Selectividad

Se calcula como la relación entre los moles de producto deseado y los moles de producto indeseado que realmente se formaron.

$$S = \frac{n \text{ producto deseado}}{n \text{ producto no deseado}}$$

Solución de problemas con múltiples reacciones

La solución de problemas que involucren reacciones múltiples se puede realizar de varias maneras, de las cuales acá se presentan tres: por especies atómicas, por grado de avance y por especies moleculares.

Por especies atómicas

Se escriben de igual manera que los balances atómicos para una reacción simple, como en la guía anterior. Los grados de libertad según balances atómicos se calculan así:

N° de variables desconocidas (I: Incógnitas) - N° balances de especies atómicas independientes (E. A. I.) - N° de balances moleculares de especies no reactivas (E. M. N. R.) - N° ecuaciones adicionales (E. A.) = grados de libertad (G. L.).

Después de haber determinado si el problema tiene una solución, o si se toma base de cálculo y se define en cuál corriente, se proponen las ecuaciones por especies atómicas. La forma de las ecuaciones, para cada especie atómica, es:

$$\sum_{\text{entrada}} n_{\text{átomo},i} = \sum_{\text{salida}} n_{\text{átomo},i}$$

Luego se resuelve el sistema de ecuaciones planteado.

Balance por grado de avance para múltiples reacciones

Recordando que para cada reacción independiente hay un grado de avance los grados de libertad se calculan así:

N° de variables desconocidas (I: Incógnitas) + N° de reacciones independientes (R. I.) - N° de especies reactivas independientes (E. R. I.) - N° de especies no reactivas independientes (E. N. R. I.) - N° ecuaciones adicionales (E. A.) = grados de libertad (G. L.).

Después de haber determinado si el problema tiene una solución o si se toma base de cálculo y se define en cuál corriente, se proponen las ecuaciones por especies participantes. Como ya se había explicado en la sección 2, la forma de las ecuaciones, para cada especie, es:

$$n_i = n_i^0 + \sum_j v_{i,j} \xi_j$$

Luego se resuelve el sistema de ecuaciones planteado, que debe incluir la ecuación de conversión, la de selectividad o la de rendimiento.

Balance por especies moleculares para múltiples reacciones

En este caso los grados de libertad se calculan así:

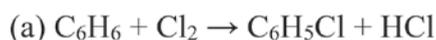
N° de variables desconocidas (I: Incógnitas) + N° de reacciones independientes (R. I.) - N° de especies moleculares independientes (E. M. I.) - N° ecuaciones adicionales (E. A.) = grados de libertad (G. L.).

Este tipo de grados de libertad es una ampliación de los grados de libertad para operaciones sin reacción química, solo que se suma el número de reacciones independientes.

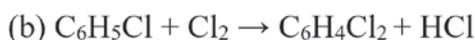
Problemas resueltos

Problema 1

Se realiza la cloración de etano en un reactor continuo para producir clorobenceno:



Pero, aún proporcionando exceso de etano, parte del clorobenceno producido se vuelve a clorar:



Suponga que en un proceso dado se consume todo el cloro, pero la conversión del benceno es del 25 %, mientras que la selectividad del monoclorobenceno deseado es de 70 con respecto al diclorobenceno. Si se producen 100 moles/hora de monoclorobenceno, halle solamente los grados de avance.

Solución

Se parte de las ecuaciones de balance para el monoclorobenceno y el diclorobenceno, sustancias de las que tenemos más información y nos permiten resolver más rápido:

$$\dot{n}_{\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}} = 0 + \xi_1 - \xi_2 \quad (1)$$

$$\dot{n}_{\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2} = 0 + \xi_2 \quad (2)$$

Y de la ecuación de selectividad:

$$S = \frac{\dot{n}_{\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}}}{\dot{n}_{\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2}} \quad (3)$$

Reemplazamos los valores que nos da el enunciado:

$$(1) 100 = \xi_1 - \xi_2$$

$$(2) \dot{n}_{C_6H_4Cl_2} = \xi_2$$

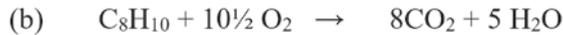
$$(3) 70 = \frac{100}{\dot{n}_{C_6H_4Cl_2}}$$

$$\dot{n}_{C_6H_4Cl_2} = \frac{100}{70} = 1,4286 \text{ mol/h} \quad \xi_2 = 1,4286 \text{ mol/h}$$

$$\text{Por tanto, } 100 = \xi_1 - 1,4286 \quad \xi_1 = 101,4286 \text{ mol/h}$$

Problema 2

Se tiene el siguiente conjunto de reacciones:



Suponga que se alimentan 100 mol/min de orto-xileno con un oxígeno en relación 1:4 (moles o-xileno: moles de O_2). Se obtienen 85 mol/min de anhídrido ftálico y se sabe que la selectividad del primero con respecto al dióxido de carbono es 17. Halle solamente los grados de avance.

Solución

Con las ecuaciones de balance molar del anhídrido ftálico y del dióxido de carbono, junto con la selectividad:

$$\dot{n}_{C_8H_4O_3} = 0 + \xi_1 \quad (1)$$

$$\dot{n}_{CO_2} = 0 + 8\xi_2 \quad (2)$$

$$S = \frac{\dot{n}_{C_8H_4O_3}}{\dot{n}_{CO_2}} \quad (3)$$

Al reemplazar valores y resolver:

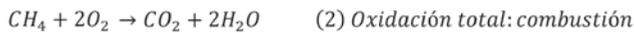
$$85 \text{ mol/min} = \xi_1$$

$$17 = \frac{85}{\dot{n}_{CO_2}} \rightarrow \dot{n}_{CO_2} = \frac{85}{17} = 5 \frac{\text{mol}}{\text{min}} \rightarrow \xi_2 =$$

$$\frac{5 \text{ mol/min}}{8} \rightarrow \xi_2 = 0,625 \text{ mol/min}$$

Problema 3

La oxidación parcial (o selectiva) de muchos compuestos orgánicos, principalmente hidrocarburos, es un caso típico donde la reacción principal solo se consigue por medio de ayuda de catalizadores, porque la tendencia espontánea es a la segunda reacción: la combustión (oxidación total). Un ejemplo es la oxidación parcial de metano para obtener monóxido de carbono que compite con la combustión a dióxido de carbono. Suponga que en un reactor se ingresa un flujo de 100 mol/s de una mezcla con 10 % en moles de CH_4 y el resto aire seco, en relación molar 21:79 de O_2 a N_2 . Se sabe que el porcentaje de conversión del metano es 90 %, y que el gas que abandona el reactor contiene 10 moles de CO por cada mol de CO_2 . Determine los porcentajes molares a la salida del reactor. Analice los grados de libertad del problema. Resuelva por balance de grados de avance. Las ecuaciones químicas del proceso se dan a continuación:



Solución

Lo primero es realizar el diagrama de flujo del proceso, figura 27:

Figura 27. Diagrama de bloque para el problema de oxidación parcial

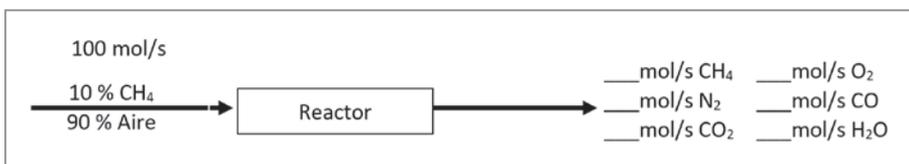


Tabla 17. Determinación de grados de libertad del problema de oxidación parcial (a)

Tipo de balance	I	R. I.	E. A. I.	E. M. N. R.	E. N. R. I.	E. R. I.	E. M. I.	E. A.	G. L.
Especies atómicas	6	N. A.	4 (C, H, O, N)	1 N ₂	N. A.	N. A.	N. A.	1*	0
Grado de avance	6	2	N. A.	N. A.	1 N ₂	5 (CH ₄ , O ₂ , CO, CO ₂ , H ₂ O)	N. A.	2	0
Especies moleculares	6	2	N. A.	N. A.	N. A.	N. A.	6 (CH ₄ , O ₂ , N ₂ , CO, CO ₂ , H ₂ O)	2	0

Nota. *No aplica la ecuación de conversión o grado de avance de la reacción en balance de especies atómicas, como una ecuación adicional. Pero sí aplica la relación entre componentes.

En cualquier caso, dan cero grados de libertad.

(b) La entrada al reactor corresponde a 100 mol/s, de los cuales el 10 % es metano. El 90 % molar restante es aire que se compone de O₂ y N₂. Los flujos molares de O₂ y N₂ se hallan teniendo en cuenta la relación molar típica del aire ideal (79 % N₂ por 21 % O₂):

$$o_{2,1} = 0,21 * 0,90 * 100 \frac{mol}{s} = 18,9 \text{ mol/s}$$

$$n_{2,1} = 0,79 * 0,90 * 100 \frac{mol}{s} = 71,1 \text{ mol/s}$$

Flujo molar de salida del metano:

$$\%C_{CH_4} = \frac{\dot{n}_{CH_4,rxn}}{\dot{n}_{CH_4,iniciales}} 100 \% = \frac{\dot{n}_{CH_4,1} - \dot{n}_{CH_4,2}}{\dot{n}_{CH_4,1}} 100 \%$$

$$n_{CH_4,2} = \frac{(10 - 0,9 * 10) \text{ mol}}{s} = 1 \frac{mol}{s}$$

Aplicación de las ecuaciones de grado de avance para cada compuesto participante:

$$\dot{n}_{CH_4,2} = \dot{n}_{CH_4,1} - \xi_1 - \xi_2 \rightarrow \xi_1 + \xi_2 = 9 \frac{mol}{s} \text{ (ecuación 1)}$$

$$\dot{n}_{CO,2} = \dot{n}_{CO,1} + \xi_1 \rightarrow \dot{n}_{CO,2} = \xi_1 \text{ (ecuación 2)}$$

$$\dot{n}_{CO_2,2} = \dot{n}_{CO_2,1} + \xi_2 \rightarrow \dot{n}_{CO_2,2} = \xi_2 \text{ (ecuación 3)}$$

$$\dot{n}_{H_2O,2} = \dot{n}_{H_2O,1} + 2\xi_1 + 2\xi_2 \rightarrow \dot{n}_{H_2O,2} = 2\xi_1 + 2\xi_2 \text{ (ecuación 4)}$$

$$\dot{n}_{O_2,2} = \dot{n}_{O_2,1} - \frac{3}{2}\xi_1 - 2\xi_2 \rightarrow \dot{n}_{O_2,2} = 18,9 - \frac{3}{2}\xi_1 - 2\xi_2 \text{ (ecuación 5)}$$

$$\dot{n}_{N_2,2} = \dot{n}_{N_2,1} = 71,1 \frac{mol}{s} \text{ (ecuación 6)}$$

Por otra parte, el enunciado dice que se producen 10 moles de CO por cada mol de CO₂. Esto se puede traducir a ecuación de la siguiente manera:

$$\dot{n}_{CO,2} = 10\dot{n}_{CO_2,2}$$

O en términos de grado de avance (con base en las ecuaciones 2 y 3):
(ecuación 7)

$$\xi_1 = 10\xi_2 \text{ (ecuación 7)}$$

Se sustituye en la ecuación 1:

$$10\xi_2 + \xi_2 = 9 \frac{mol}{s} \rightarrow \xi_2 = \frac{9}{11} = 0,81 \frac{mol CO_2}{s}$$

Se regresa a la ecuación 7:

$$\xi_1 = 10 \left(0,81 \frac{mol}{s} \right) = 8,18 \frac{mol CO}{s}$$

Y finalmente, se reemplaza en las ecuaciones 4 y 5 para obtener:

$$\dot{n}_{H_2O,2} = 18 \frac{mol}{s}$$

$$\dot{n}_{O_2,2} = 5 \frac{mol}{s}$$

El flujo molar total a la salida da:

$$\dot{n}_2 = \frac{(1 + 8,18 + 0,81 + 18 + 5 + 71,1)mol}{s} = 104,1 \frac{mol}{s}$$

Los porcentajes molares a la salida serán:

$$\%n_{CH_4} = 0,9606 \%; \quad \%n_{CO} = 7,859 \%; \quad \%n_{CO_2} =$$

$$0,7859 \%; \quad \%n_{H_2O} = 17,29 \%;$$

$$\%n_{O_2} = 4,803 \%; \quad \%n_{N_2} = 68,3 \%;$$

Problema 4

Se fabrica óxido de etileno mediante oxidación parcial. Pero parte del etileno sufre combustión completa. Suponga que se alimenta aire seco ideal con un 10 % en moles de etileno a un reactor. Si la conversión del etileno es 30 %, y el 80 % de este reacciona en la primera vez, determine la composición de la corriente de salida del reactor en porcentaje molar. Las reacciones son las vistas en la parte teórica.

Solución

Se ajustan las ecuaciones:

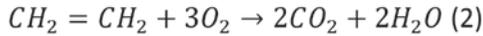
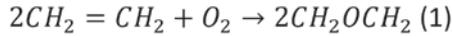
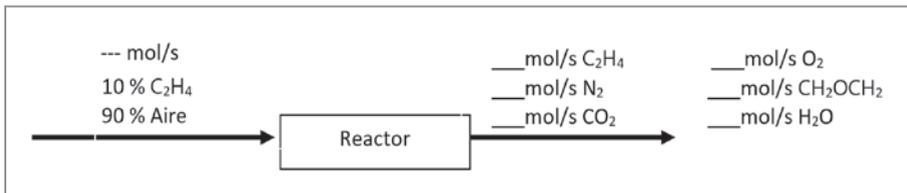


Figura 28. Diagrama de bloque para el problema propuesto 4



Grados de libertad por grado de avance de la reacción:

Nº incógnitas: 1 flujo molar inicial y 6 flujos molares finales: 7 incógnitas.
 Nº de reacciones independientes: 2. Nº especies reactivas independientes: 5.
 Nº especies no reactivas independientes: 1 (N_2). Nº Ecuaciones adicionales: 2
 (Conversión y rendimiento de la primera reacción). G. L. = $7+2-5-1-2=1$. Como
 dio 1, se debe tomar base de cálculo a la entrada: 100 mol/s

Flujos molares iniciales:

$$\text{etileno: } \dot{n}_{\text{C}_2\text{H}_4}^1 = 10 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

$$\text{oxígeno: } \dot{n}_{\text{O}_2}^1 = 0,21 * 90 \frac{\text{mol}}{\text{s}} = 18,9 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

$$\text{nitrógeno: } \dot{n}_{\text{N}_2}^1 = 0,79 * 90 \frac{\text{mol}}{\text{s}} = 71,1 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

Ecuaciones de balance con grado de avance:

$$\dot{n}_{C_2H_4}^2 = \dot{n}_{C_2H_4}^1 - 2\xi_1 - \xi_2 \quad (A)$$

$$\dot{n}_{C_2H_4O}^2 = 2\xi_1 \quad (B)$$

$$\dot{n}_{CO_2}^2 = 2\xi_2 \quad (C)$$

$$\dot{n}_{H_2O}^2 = 2\xi_2 \quad (D)$$

$$\dot{n}_{O_2}^2 = \dot{n}_{O_2}^1 - \xi_1 - 3\xi_2 \quad (E)$$

$$\dot{n}_{N_2}^2 = \dot{n}_{N_2}^1 \quad (F)$$

Ecuaciones adicionales:

Porcentaje de conversión del etileno:

$$\begin{aligned} \%C_{C_2H_4} &= 30\% \rightarrow \left(\frac{\dot{n}_{C_2H_4}^1 - \dot{n}_{C_2H_4}^2}{\dot{n}_{C_2H_4}^1} \right) 100\% = 30\% \rightarrow 2\xi_1 + \xi_2 \\ &= 0,3 * 10 \frac{mol}{s} = 3 \frac{mol}{s} \\ 2\xi_1 + \xi_2 &= 3 \frac{mol}{s} \quad (G) \end{aligned}$$

Rendimiento a la primera reacción:

$$\begin{aligned} \dot{n}_{C_2H_4O}^2 &= \dot{n}_{C_2H_4}^1 * \%C * \%R_1 * \left(\frac{2 \text{ mol } C_2H_4O}{2 \text{ mol } C_2H_4} \right) = \\ &10 \frac{mol}{s} * 0,3 * 0,8 * 1 = 2,4 \frac{mol}{s} \quad (H) \\ \dot{n}_{C_2H_4O}^2 &= 2,4 \frac{mol}{s} \end{aligned}$$

Despeje de ecuaciones:

Primero se reemplaza el valor de flujo molar de óxido de etileno en la ecuación B, obteniéndose

$$\xi_1 = \frac{2,4 \text{ mol}}{2} \frac{\text{mol}}{\text{s}} = 1,2 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

Ahora, con la ecuación G se despeja

$$\xi_2 = \frac{(3 - 2,4)\text{mol}}{\text{s}} = 0,6 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

Sucesivamente se reemplazan estos grados de avance en cada ecuación y se obtienen al final los siguientes flujos y porcentajes molares (tabla 18):

Tabla 18. Resultados de flujos y composiciones finales. Problema 4

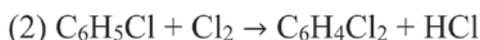
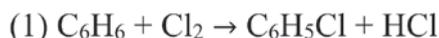
Sustancia	Flujo molar final (mol/s)	Porcentaje molar, %
C ₂ H ₄	7	7,17
C ₂ H ₄ O	2,4	2,46
O ₂	15,9	20,67
N ₂	71,1	72,84
CO ₂	1,2	1,23
H ₂ O	1,2	1,23

Problema 5

Con base en los resultados del problema resuelto 1, determine la composición molar a la salida del reactor.

Solución

Teniendo en cuenta las reacciones,



Se plantean las demás ecuaciones de balance molar por componente:

$$\dot{n}_{C_6H_6} = \dot{n}_{C_6H_6}^{\circ} - \xi_1 \quad (1)$$

$$\dot{n}_{Cl_2} = \dot{n}_{Cl_2}^{\circ} - \xi_1 - \xi_2 \quad (2)$$

$$\dot{n}_{HCl} = \dot{n}_{HCl}^{\circ} + \xi_1 + \xi_2 \quad (3)$$

Se reemplazan valores:

$$\dot{n}_{C_6H_6} = \dot{n}_{C_6H_6}^{\circ} - 101,4286 \quad (1)$$

$$0 = \dot{n}_{Cl_2}^{\circ} - 101,4286 - 1,4286 \rightarrow \dot{n}_{Cl_2}^{\circ} = 102,86 \frac{mol}{h} \text{ (entran)} \quad (2)$$

$$\dot{n}_{HCl} = 101,4286 + 1,4286 = 102,86 \text{ mol/h} \quad (3)$$

Para calcular los moles que salen del benceno, es necesario aplicar la ecuación de conversión, porque no podemos hacer nada más por grados de avance:

$$\%C_{C_6H_6} = \frac{\dot{n}_{C_6H_6 \text{ que reaccionan}}}{\dot{n}_{C_6H_6 \text{ que entran}}} * 100 \%,$$

$$o: 25 \% = \frac{\dot{n}_{C_6H_6 \text{ que entran}} - \dot{n}_{C_6H_6 \text{ que salen}}}{\dot{n}_{C_6H_6 \text{ que entran}}} * 100 \%$$

Pero por la ecuación (1), despejando moles que entran menos moles que salen del benceno daría 101,4286.

$$25 \% = \frac{101,4286 \text{ mol/h}}{\dot{n}_{C_6H_6 \text{ que entran}}} * 100 \%$$

De forma que:

$$\dot{n}_{C_6H_6 \text{ que entran}} = \frac{101,4286 \frac{mol}{h}}{0,25} = 405,714 \text{ mol/h}$$

Y los moles que salen del benceno serían:

$$\dot{n}_{C_6H_6 \text{ que salen}} = 405,714 - 101,4286 = 304,28 \text{ mol/h}$$

Ahora si tenemos todas los moles que salen del reactor por hora:

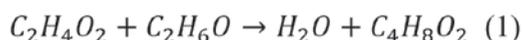
$$\dot{n}_{total} = \frac{(100 + 1,4286 + 304,28 + 102,86) \text{ mol}}{h} = 508,57 \text{ mol/h}$$

Y los porcentajes molares serán:

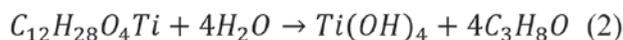
Del C_6H_6 : 59,83 %; del HCl clorhídrico: 20,22 %; del C_6H_5Cl : 19,66 %, y del $C_6H_4Cl_2$: 0,28 %. Del Cl_2 no sale nada.

Aplicaciones a la investigación

1. El trabajo de Alarcón y Estrada (2017) propone una alternativa de desarrollo de un tensioactivo catiónico para mejoramiento de propiedades de fibras acrílicas, tal como se observa en la Figura 29 que representa el diagrama de proceso planteado por los autores. En el desarrollo de los balances de materia, analizan y aplican grados de avance para la determinación de la composición a la salida del reactor. En el mencionado proceso ocurren *dos reacciones en paralelo*:

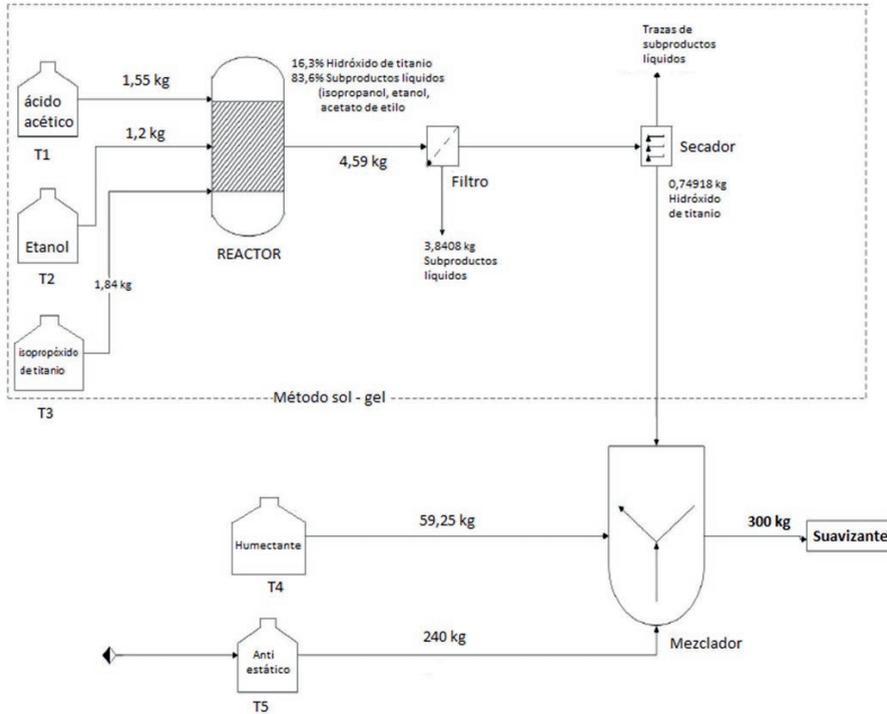


Ácido acético más etanol en presencia de ácido sulfúrico produce agua y etanoato de etilo.



Isopropóxido de titanio más agua produce hidróxido de titanio e isopropanol.

Figura 29. Diagrama de flujo del proceso de obtención de tensioactivo catiónico por el método sol – gel



Nota. Diagrama modificado de Alarcón y Estrada (2017).

- La pirólisis se ha constituido en un proceso químico de amplio uso para la recuperación, o valorización energética de residuos sólidos de diversas fuentes por medio de un proceso de anaerobia, es decir, en ausencia de oxígeno a altas temperaturas y presiones. Sin embargo, las reacciones que se dan en este proceso son bastante complejas, por lo cual en algunos trabajos de modelamiento se emplea la velocidad de pérdida de masa de la biomasa inicial (Sechage Cortes, et al., 2017). Los trabajos más representativos, casi todos de tesis de grado en la Fundación Universidad de América, se presentan en la tabla 19.

Tabla 19. Tesis de grado relacionadas con pirólisis en la Fundación Universidad de América, 2014 a 2018.

Residuo / Material	Producto	Tipo de estudio	Referencia / Enlace
Residuos de neumáticos	Aceite pirolítico tipo diésel	Evaluación experimental a nivel laboratorio	Andrade y Corredor, 2019 https://hdl.handle.net/20.500.11839/7369
Biomasa	Biocombustible	Modelamiento térmico de la fase volátil en horno	Angarita y Habib, 2019 https://hdl.handle.net/20.500.11839/7557
Residuos de rebaba de caucho	Biogás	Evaluación experimental a nivel laboratorio	Bolívar y Cuenca, 2019 https://hdl.handle.net/20.500.11839/7614
Biomasa forestal	Gas, aceite y residuo sólido	Evaluación experimental a nivel laboratorio	Peña Castillo, L. C., 2019 https://hdl.handle.net/20.500.11839/7399
Biomasa residual agrícola	Gas de síntesis	Modelamiento matemático	Acosta y Chipatecua, 2018 https://hdl.handle.net/20.500.11839/6690
Residuos de llantas usadas		Revisión de Estado del Arte	Goyeneche Miranda, L., 2018 https://hdl.handle.net/20.500.11839/7181
Biomasa residual: cascarilla de café	Gas, aceite y residuo sólido	Modelamiento cinético	Buitrago y Ovalle, 2018 https://hdl.handle.net/20.500.11839/6846
Hojas de palma de aceite	Matriz carbonada vegetal activada	Evaluación proceso a nivel laboratorio	Chaparro y Rodríguez, 2018 https://hdl.handle.net/20.500.11839/6900
Biomasa	Gas de síntesis	Análisis energético del proceso	García y León, 2018 https://hdl.handle.net/20.500.11839/6943
Residuos de HDPE y LDPE ¹	Aceite pirolítico tipo diésel	Evaluación proceso a nivel laboratorio	León y Jiménez, 2018 https://hdl.handle.net/20.500.11839/6942
Residuos plásticos transparentes	Aceite pirolítico tipo diésel	Evaluación proceso a nivel laboratorio	Moreno y Sáenz, 2018 https://hdl.handle.net/20.500.11839/6951
Cuesco de palma aceitera	Gas de síntesis	Modelamiento matemático	Cortés et al., 2017
Residuos plásticos industria de alimentos	Aceite pirolítico tipo diésel	Evaluación proceso a nivel laboratorio	Mesa Upegui y Ortiz R., 2016 https://hdl.handle.net/20.500.11839/477

Nota. Datos extraídos del Repositorio Institucional Lumieres de la Fundación Universidad de América.

De los catorce trabajos reseñados, uno es monografía de Especialización en Gestión Ambiental (Goyeneche, 2018), uno es artículo de revista (Cor-

¹ HDPE y LDPE: polietileno de alta densidad y polietileno de baja densidad, respectivamente.

tés et al., 2017) y los restantes doce son trabajos de grado. El 50 % de los trabajos es experimental, en laboratorio; el otro 50 % son modelamientos matemáticos. Todos involucran balances de materia y de energía con reacciones químicas. Las fuentes de los residuos son agroindustriales (cascari-lla de café, hojas de palma, cuesco de palma), correspondientes a 28,6 %; 21,4 % a residuos plásticos; 14,3 % a residuos de llantas; 35,6 % a biomasa (sin determinar). En cuanto a los usos, el 42,9 % es para aceite pirolítico tipo biodiésel o biocombustible; 28,6 % a biogás o gas de síntesis; un solo trabajo a matriz carbonosa activada, y tres trabajos a los tres productos: gas, líquido y sólido.

3. Otra forma de aprovechamiento energético de residuos sólidos, es la gasificación, proceso térmico en presencia controlada de oxígeno cuyas múltiples reacciones heterogéneas entre el gas y el sólido, son bastante complejas porque dependen en gran medida del agente activante: H_2 , H_2O , CO_2 , etc. (Agudelo Álvarez, 2017)
4. Otro trabajo sobre gasificación de residuos sólidos, pero con modelamiento matemático es el de Fúquene Linares y López Puerto (2017). El enfoque primordial de este trabajo es la eficiencia de una celda de combustible alimentada por gas de síntesis proveniente del proceso de gasificación de biomasa. Acá juega un papel muy importante la cinética de la reacción electroquímica, ya no de las reacciones de gasificación previas.
5. Un caso común de reacciones en paralelo, competitivas, es el de la oxidación selectiva de hidrocarburos, la cual compite contra la combustión. La oxidación selectiva por vía catalítica es un método para obtener compuestos de alto valor agregado con hidrocarburos alifáticos o aromáticos. A continuación, se presentan algunos autores que han trabajado dicho tema, incluyendo al autor de estas líneas: Sandoval y Valero (2001) para el caso del isobutileno con el fin de obtener metacroleína; Godia Ramiz (2013) para obtener ácido acrílico con propeno, y una revisión sobre oxidación de metano a metanol por Cortés y Guerrero (2018). En la Fundación Universidad de América hay algunos trabajos sobre posible obtención de ácido

adípico con ciclohexano; simulación de obtención de acetaldehído con etanol, y análisis de sensibilidad paramétrica de un reactor multitubular de lecho fijo para obtener anhídrido ftálico con oxidación catalítica de naf-taleno; sin embargo, no es posible acceder a dicha información de forma virtual, por su fecha de publicación anterior a la creación del Repositorio Digital Lumieres.

6. El estudio realizado por Mora (2018) da cuenta de las múltiples reaccio-nes que se presentan en el proceso de gasificación de biomasa residual. Las clasifica en grupos así: reducciones con carbón, reacción de despla-zamiento (*shift*), reacciones de metanización, y reformación por vapor y oxi-dación. El objetivo final de un trabajo como este es sentar las bases teóricas ajustadas a las condiciones particulares, para la propuesta de un proceso de planta piloto, que tendría múltiples beneficios sociales, ambientales y económicos según su destino específico.

Resumen de claves teóricas

En este capítulo se abordaron los procesos que incluyen reacciones simul-táneas, pueden ser en serie o en paralelo. En muchos procesos industriales se presentan dichas reacciones simultáneas, como por ejemplo oxidación versus combustión, halogenación de hidrocarburos, procesos termoquímicos como la pirólisis, entre otras. Hay que tener en cuenta que este capítulo se limitó al estu-dio de dos reacciones en serie o en paralelo, pero muchos de los procesos reales de investigación involucran muchas más reacciones. Se explicaron los términos de **selectividad**, que significa la prevalencia de la producción de determinado producto, con respecto a otro considerado indeseado y de **rendimiento**, enten-dido acá como la producción real de determinado producto, con respecto a lo que se produciría de este si solamente se diera la reacción respectiva y con el 100 % de conversión del reactivo limitante. Estas nuevas variables influyen, además, en la determinación de los grados de libertad, puesto que se consideran ecuaciones adicionales, así como la conversión por paso o el grado de avance de cada reacción. Dicho esto, se debe tener en cuenta que hay tres formas de determinar los grados de libertad en un problema con múltiples reacciones: por

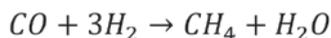
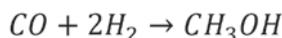
compuestos moleculares, balances atómicos y grados de avance. De cualquier manera, deben dar los mismos grados de libertad para cada problema. Lo que cambia es la metodología de determinación y de solución del problema, especialmente en los balances atómicos, muy indicados cuando no se conoce la estequiometría del proceso, es decir, las ecuaciones químicas en detalle. En este caso específico de balances atómicos, no se confunda el lector, pensando que como los moles de los elementos son iguales, también los de los compuestos. Porque eso depende de los coeficientes estequiométricos. Lo que se hace es una ampliación del balance de ecuaciones químicas, en el que se ajustan los coeficientes estequiométricos teóricos según el número de moles de cada elemento, pero en las condiciones reales del proceso, es decir, serían casi como buscar los coeficientes reales que ajustan la ecuación al caso particular.

Para recordar:

- *En las reacciones en paralelo, siempre va a haber una que conduce al producto deseado y se busca que la selectividad sea alta, o sea que haya mayor conversión en esa reacción.*
- *La selectividad no se da en porcentaje. Su valor debería ser siempre mucho mayor a 1 para empezar a considerar el proceso viable.*
- *El porcentaje de rendimiento es siempre menor al porcentaje de conversión. Pero se debe buscar, en el diseño del proceso, que ambos valores sean altos. Si hay alto porcentaje de rendimiento en el producto deseado, también la selectividad será alta.*
- *Cada reacción química tiene su propio grado de avance.*
- *Si la selectividad es alta, la diferencia entre los grados de avance de las reacciones en paralelo es mayor, y es más alto el grado de avance de la reacción que genera el producto deseado.*

Problemas propuestos

1. Se muestran las reacciones paralelas que ocurren, principalmente, en la producción de alcohol metílico a base de monóxido de carbono e hidrógeno.



Para un proceso en particular se obtuvo un porcentaje de conversión del 90 % con un rendimiento a metanol del 80%, sabiendo que la alimentación se realizó en proporciones estequiométricas. Determine los porcentajes molares a la salida del reactor y la selectividad de metanol a metano. Suponga que el CO y el H₂ ingresa en proporciones estequiométricas de la reacción 1, es decir 1 mol de CO por dos moles de H₂.

2. En el proceso para obtener clorohexano, con hexano más gas cloro, se produce también diclorohexano. Suponga que para un proceso en particular se da una conversión de hexano del 75 % con una selectividad de cloro hexano a dicloro hexano de 10. Si los reactivos se alimentan en proporciones estequiométricas, determine los porcentajes molares a la salida.
3. Una mezcla de etano y metano se hace reaccionar en un reactor de reformado catalítico con vapor de agua. Se conoce la composición molar a la salida del reactor: 5 % CH₄, 3 % C₂H₆, 19 % CO, 5 % CO₂ y 68 % H₂. Determine las moles de metano y de etano en el alimento, por cada 100 moles de mezcla gaseosa.
4. Una vía para obtener el acetaldehído, CH₃CHO, es por la deshidrogenación catalítica de etanol, C₂H₅OH, mediante la reacción:



No obstante, ocurre una reacción paralela que genera acetato de etilo,



Piense que en un reactor determinado se ajustan las condiciones de operación, de forma que se logra una conversión de etanol del 90 %, con un rendimiento del 70 % de acetaldehído. Halle la composición del producto del reactor, suponiendo que el alimento es etanol puro.

5. El óxido de etileno se puede obtener mediante oxidación catalítica selectiva del etileno, pero con esta reacción compite la combustión completa hacia dióxido de carbono y agua. Suponga que se alimenta una determinada cantidad de etileno y oxígeno de manera tal que por cada mol de etileno entran tres moles de oxígeno al reactor. Se parte de 100 moles de mezcla de oxígeno y etileno. La conversión de etileno es 40 % y que la selectividad del óxido de etileno, con respecto al dióxido de carbono, es de 20. Determine los porcentajes molares a la salida.
6. Consulte en el Repositorio Lumieres las siguientes referencias y mencione las reacciones principales involucradas en los procesos estudiados por los diferentes autores: (a) Gutiérrez Tamayo, P. A. y Rodríguez Torres, C. C. (2018): *Propuesta de mejora del proceso de producción de biogás en Jerusalén, Cundinamarca*, (b) Acosta Camargo, P. A. y Chipatecua Hernández, L. A. (2018): *Modelación del proceso de gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo con calentamiento indirecto* y (c) Mora Mosquera, J. (2018): *Evaluación energética de esquemas tecnológicos para el proceso de gasificación en reactores de lecho fijo utilizando Aspen Plus*.

Referencias

- Acosta Camargo, P. A., y Chipatecua Hernández, L. A. (2018). *Modelación del proceso de gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo con calentamiento indirecto* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6690>
- Agudelo Álvarez, B. L. (2017). *Estandarización del proceso de producción de carbón activado por activación física a partir de cuesco de palma a escala industrial* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6583/1/6112759-2017-2-IQ.pdf>

- Alarcón Garzón, D. F., y Estrada Andrade, A. C. (2017). *Desarrollo de un tensioactivo catiónico para fibras acrílicas mediante el proceso de sol – gel a nivel de laboratorio* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6359>
- Andrade Gordillo, A. C., y Corredor Rivera, A. C. (2019). *Análisis energético del esquema tecnológico del proceso de pirólisis rápida para la producción de bioaceites a partir de neumáticos de desechos* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/7369/1/6141256-2019-1-IQ.pdf>
- Angarita Hernández, J. D., y Habib Pico, N. (2019). *Desarrollo de un modelo térmico de la fase volátil en un horno rotatorio mediante los métodos elementos y volúmenes finitos* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/7557>
- Bolívar Rojas, G. T., y Cuenca Mayorga, M. P. (2019). *Evaluación del proceso de pirólisis como alternativa de valorización para la rebaba de caucho en Croydon Colombia S. A.* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/7614>
- Buitrago Fajardo, L. C., y Ovalle Melo, Y. A. (2018). *Análisis cinético de la pirólisis de biomasa* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6846>
- Cortés-Ortiz, W. G., y Guerrero-Fajardo, C. A. (2018). Oxidación catalítica selectiva para la conversión de metano a metanol: Una revisión. *Ciencia e Ingeniería Neogranadina*, 28(1), 45-71. DOI: <https://doi.org/10.18359/rcin.2623>
- Chaparro Gutiérrez, D. P., y Rodríguez Díaz, W. M. (2018). *Obtención de matrices carbonadas vegetales activadas mediante la pirólisis de hojas de palma de aceite* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6900>
- Felder, R. M., y Rousseau, R. W., (2005). *Principios elementales de los procesos químicos*. 3ª. Ed. Limusa Wiley.
- Fúquene Linares, S. A., y López Puerto, L. T. (2017). *Análisis del modelo matemático de una celda de combustible de óxido sólido (SOFC) empleando como combustible el gas de síntesis, producido en la gasificación de biomasa* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6265>
- García Ramírez, L. A., y León Suárez, L. D. (2018). *Análisis energético de un sistema de gasificación de biomasa para la producción de gas de síntesis* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6943>

- Godia Ramiz, M. (2013). *Estudio de catalizadores para la oxidación selectiva de propano* [Trabajo de grado, Universidad de Zaragoza]. Zeguan Repository. <https://zaguan.unizar.es/record/10035?ln=en>
- Goyeneche Miranda, L. (2018). *Metodologías más eficientes para determinar la viabilidad ambiental de la tecnología de pirólisis de llantas usadas en Colombia* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/7181>
- Gutiérrez Tamayo, P. A., y Rodríguez Torres, C. C. (2018). *Propuesta de mejora del proceso de producción de biogás en Jerusalén – Cundinamarca* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6716>
- Hougen, O., y Watson, K. (1939). *Industrial chemical calculations: The application of physico-chemical principles and data to problems of industry*. John Wiley & Sons.
- León Romero, D. P., y Jiménez Rodríguez, P. A. (2018). *Evaluación de la obtención de hidrocarburos mediante pirólisis a partir de residuos de HDPE y LDPE* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6942>
- Mesa Upegui, M. P., y Ortiz Rodríguez, C. I. (2016). *Evaluación del proceso de pirólisis para la producción de diésel a nivel laboratorio a partir de residuos plásticos de industrias de alimentos* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/477>
- Mora Mosquera, J. (2018). *Evaluación energética de esquemas tecnológicos para el proceso de gasificación en reactores de lecho fijo utilizando Aspen Plus* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/6724>
- Moreno Torres, A. K., y Sáenz Castañeda, P. C. (2018). *Evaluación de la obtención de diésel a nivel laboratorio mediante pirólisis a partir de residuos plásticos provenientes del proceso de empaquetado en la empresa Atlantic FS S. A. S.* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/6951>
- Peña Castillo, L. C. (2019). *Evaluación de la producción de gas y líquido combustible mediante el proceso de pirólisis de madera para aplicación en la zona del resguardo Yaigojé en el Vaupés colombiano* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <https://hdl.handle.net/20.500.11839/7399>
- Reklaitis, G., y Schneider D. (1986). *Balances de materia y energía*. Nueva Editorial Interamericana.

- Sandoval Herrera, J. A., y Valero Valdivieso, M. F. (2001). *Diseño, montaje y puesta en marcha de un reactor para oxidación selectiva de hidrocarburos* [Tesis doctoral]. Universidad Industrial de Santander.
- Sechage Cortes, J. S., Gómez Sandoval, D. L., Rodríguez Meléndez, A. G., y Mayorga Betancourt, M. A. (2017). Modelamiento matemático para la pirólisis del cuesco de palma aceitera. *Ingenium*, 18(36), 44-56. <https://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=6333253>

Lista de videos del tema

Balance con múltiples reacciones

<https://youtu.be/QsG3xOySXE8>

Balance de materia con reacción en proceso con derivación, purga y recirculación

<https://youtu.be/PWrZIWPZDQ><https://youtu.be/PsWrZIWPZDQ>

Proceso de producción de metanol

<https://youtu.be/31jEoAS9xVU>

CAPÍTULO 9

Balances de materia con una reacción en procesos con recirculación y purga

Competencias específicas

- Calcular los requerimientos de materia prima para un proceso con recirculación y purga en el que hay una reacción química.
- Determinar relaciones de recirculación y purga, así como conversión global.

Introducción

Porcentaje de conversión por paso: es el mismo porcentaje de conversión, pero cuando el reactivo ha pasado una vez por el reactor.

$$\%C_{paso} = \left(\frac{\text{Entrada de reactivo al reactor} - \text{Salida del reactivo del reactor}}{\text{Entrada del reactivo al reactor}} \right) * 100 \%$$

Porcentaje de conversión global: tiene en cuenta la recirculación, como si todo el proceso fuera un reactor grande. Se calcula con la siguiente fórmula:

$$\%C_{global} = \left(\frac{\text{Entrada de reactivo al proceso} - \text{Salida del reactivo del proceso}}{\text{Entrada del reactivo al proceso}} \right) * 100 \%$$

Observaciones

- El porcentaje de conversión global es mayor siempre al porcentaje de conversión por paso.
- El porcentaje de conversión global es igual al 100 % solo si la separación de reactivos sin reaccionar y de productos es eficiente al 100 %. O sea, cuando el proceso es ideal.
- No se toma en cuenta porcentaje de conversión en unidades o subsistemas en los que no haya reacción química, por ejemplo, en un condensador. Ahí se hacen los balances de materia sin reacción típicos.

Relación entre conversión y grado de avance en un proceso con recirculación

Como se mencionó en el tema de las reacciones simples o únicas, acá también se puede hacer una asociación entre la conversión por paso y el grado de avance global del proceso:

$$\xi = \left(\frac{n_{R.L. \text{ entra al proceso}} * \%C_{\text{global}}}{\nu * 100 \%} \right)$$

El coeficiente del reactivo límite se toma positivo porque no tiene sentido un grado de avance negativo. Se puede usar también con flujo molar en lugar de moles.

Purga

En todo proceso entran algo de *impurezas* en las materias primas. Además, algunas sustancias coexisten siempre con otras de mayor valor, y aunque entran al proceso, no participan en la reacción, se llaman *inertes*. Ambas, impurezas e inertes, se deben retirar de la recirculación, y por ende del proceso, por medio de una purga. Esta purga es en sí una salida lateral de la corriente de recirculación, que tiene la misma composición, pero disminuye el flujo y, por consecuencia, su aporte a la mezcla con el alimento fresco, de forma que el alimento combinado contenga una cantidad menor de esas sustancias de la que tendría si no existiera esa purga.

Problemas resueltos

Problema 1

Considere una reacción de isomerización: . En un proceso dado, entran en el alimento 100 mol / min de *A*. Al reactor ingresan 200 mol/min de *A*. Salen del reactor 100 mol / min de *A* y 100 mol / min de *B*. Luego pasan a un separador ideal del cual salen 100 mol / min de *A* por la corriente de reciclo y 100 mol / min de *B* por la corriente de producto final. ¿Cuáles serán los porcentajes de conversión por paso y global?

Solución

Se aplican las fórmulas anteriores:

$$\%C_{paso} = \left(\frac{200 - 100}{200} \right) * 100 \% = 50 \%$$

Y

$$\%C_{global} = \left(\frac{100 - 0}{100} \right) * 100 \% = 100 \%$$

Por ser un proceso ideal, la conversión global da 100 %, nada del reactivo que no reacciona sale del proceso global, sino que se recircula.

Problema 2

Considere ahora la misma reacción, pero suponga que no todo el reactivo *A* se separa del producto, sino que 50 mol /min salen junto con el producto. Calcule los porcentajes de conversión.

Solución

La conversión por paso cambia porque ya no se recirculan 100, sino 50 mol / min de *A*, de manera que entran al reactor $100 + 50 = 150$ mol / min. Y del proceso global, ahora salen 50 mol / min de *A*.

Entonces:

$$\%C_{paso} = \left(\frac{150 - 100}{150} \right) * 100 \% = 33, \hat{3} \%$$

Y

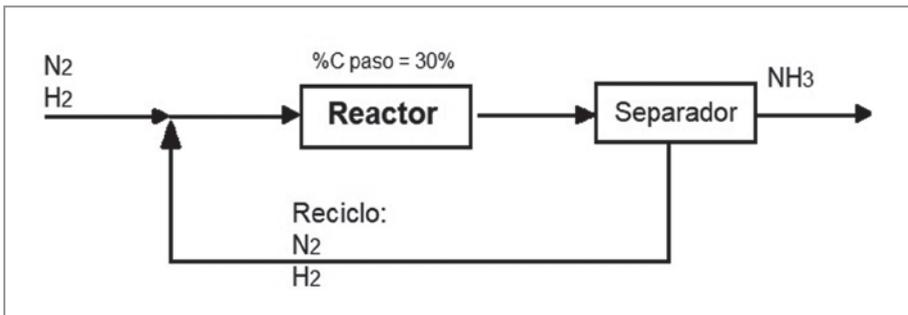
$$\%C_{global} = \left(\frac{100 - 50}{100} \right) * 100 \% = 50 \%$$

Acá la conversión global fue menor al 100 %, debido a que no se separaron completamente el producto *B* del reactivo *A* y salió algo de *A* sin recircularse. Esto sería algo indeseado en un proceso, pero ocurre bastante.

Problema 3

Este problema está basado en el ejemplo resuelto 6.37 de Gooding (2009), en la página 236, pero acá lo soluciono de otra manera, más clara y basada en la teoría que se ha venido explicando en este libro: La operación de síntesis de amoníaco se muestra en la figura 30. Una mezcla con relación molar 1:4 de $N_2:H_2$ se alimenta al reactor. El grado de conversión en el reactor es 30 %. El amoníaco formado es separado por condensación y los gases restantes son recirculados. Determine la relación de recirculación (moles de reciclo/mol alimento fresco). La reacción de síntesis del amoníaco se representa por $N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3$.

Figura 30. Diagrama de bloques para el problema de síntesis de amoníaco sin purga



Solución

Primero se analizan los grados de libertad.

- Globales: incógnitas n_1 ; $y_{N_2,1}$; n_4 ; 1 reacción; 3 balances, y ninguna ecuación adicional. G. L. = $4-3=1$
- Reactor: incógnitas n_2 ; $y_{N_2,2}$; n_3 ; $y_{N_2,3}$; $y_{NH_3,3}$; 1 reacción; 3 balances, y 2 ecuaciones adicionales (%C paso y relación $N_2:H_2$). G. L. = $6-5=1$
- Condensador: incógnitas n_3 ; $y_{N_2,3}$; $y_{NH_3,3}$; n_5 ; $y_{N_2,5}$; n_4 , y 3 balances. G. L. = $6-3=3$
- Punto de mezcla: incógnitas n_1 ; $y_{N_2,1}$; n_5 ; $y_{N_2,5}$; $y_{N_2,2}$; n_2 , y 2 balances. G. L. = $6-2=4$

Balances en el reactor

Se empiezan los balances en el reactor debido a que ahí se sabe el porcentaje de conversión por paso.

B. C.: 100 lb-mol de alimento combinado (n_2) ($N_2 + H_2$).

Como están en relación molar 1:4, quiere decir que hay 1 mol de N_2 por cada 4 moles de H_2 . Y con eso se halla la fracción molar del N_2 y luego del H_2 , así:

$$y_{N_2,2} = \frac{1}{1+4} = \frac{1}{5} = 0,2 \rightarrow y_{H_2,2} = \frac{4}{1+4} = \frac{4}{5} = 0,8$$

La del H_2 se hubiera podido también obtener por la resta de $1 - y_{N_2}$, porque la suma de las fracciones da 1. Por la ecuación balanceada, se ve que el reactivo límite es el N_2 y hay un exceso de H_2 . Se plantean las ecuaciones de balance molar y el %C paso:

$$n_{N_2,3} = n_{N_2,2} - \xi$$

$$n_{H_2,3} = n_{H_2,2} - 3\xi$$

$$n_{NH_3,3} = 0 + 2\xi$$

$$\%C_{paso} = \left(\frac{n_{N2,2} - n_{N2,3}}{n_{N2,2}} \right) * 100$$

Se reemplazan valores:

$$30 \% = \left(\frac{\xi}{0,2 * 100 \text{ mol}} \right) * 100 \% \rightarrow \xi = 6 \text{ mol}$$

$$n_{N2,3} = 20 - 6 = 14 \text{ mol}$$

$$n_{H2,3} = 80 - 3(6) = 62 \text{ mol}$$

$$n_{NH3,3} = 2(6) = 12 \text{ mol}$$

Entonces,

$$n_3 = (14 + 62 + 12) \text{ mol} = 88 \text{ mol}$$

Balances en el condensador

$$n_3 = n_4 + n_5 \rightarrow 78 = n_4 + n_5$$

Pero según el diagrama y el enunciado, la corriente n_4 es de amoníaco puro. Entonces,

$$n_5 = 88 - 12 = 76 \text{ mol}$$

Balances en el punto de mezcla

$$n_1 + n_5 = n_2$$

Reemplazando valores se halla n_1 :

$$n_1 = (100 - 76) \text{ mol} = 24 \text{ mol}$$

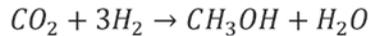
Y se calcula la relación de recirculación con n_5/n_1 , así:

$$\text{Relación de recirculación} = \frac{76}{24} = 3,1\hat{6}$$

Esto significa que, por cada mol alimentada al proceso global, se están recirculando 3,16 moles.

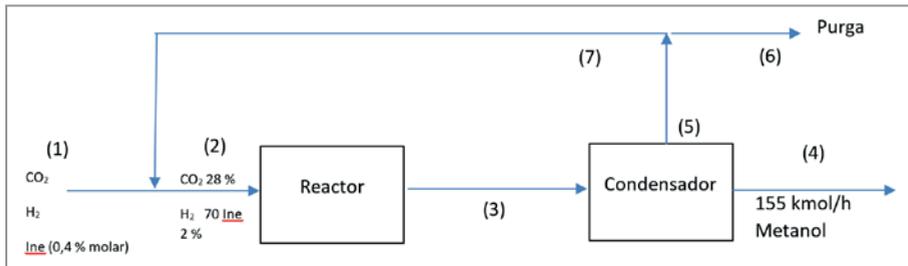
Problema 4

El metanol se obtiene con gas de síntesis por reacción de dióxido de carbono con hidrógeno, así:



El diagrama de bloques del proceso se muestra en la Figura 31, a continuación.

Figura 31. Diagrama de bloques para el problema de obtención de metanol con purga



En un proceso particular, entra un alimento fresco con hidrógeno, dióxido de carbono y un 0,4 % molar de sustancias inertes. La alimentación al reactor (no la alimentación fresca al proceso) contiene 28 % molar de CO_2 , 70 % molar de H_2 y 2 % molar de inertes. La conversión en un paso del H_2 es 60 %. El efluente (salida) del reactor pasa a un condensador donde se retiran todo el metanol y el agua formados, pero nada de reactivo ni de inertes, los cuales se recirculan, pero con una purga antes de la mezcla con el alimento fresco, con el fin de evitar la acumulación de inertes en el reactor que dañarían el catalizador. Calcule las velocidades de alimentación fresca, la alimentación combinada y la purga, para una producción de 155 kmol/h de metanol. Así mismo, calcule todas las composiciones. Tenga en cuenta la figura 31 que representa el problema.

Desarrollo

Como regla de oro, si se conoce la concentración de la corriente de alimentación al reactor, (alimentación combinada) y no la de la alimentación fresca, es mejor tomar la base de cálculo ahí; y no importa si dan datos de otra corriente, en este caso la de producción de metanol, porque luego se pueden ajustar los resultados. En este caso se toman 100 mol de alimentación al reactor. O sea que entran al reactor: 28 moles de CO_2 , 70 moles de H_2 y 2 moles de inertes (Ine).

Análisis de grados de libertad *globales*. En el sistema global hay siete incógnitas (3 corrientes y 4 composiciones: dos en la corriente 6, una en la corriente 4 y una en la corriente 1). Hay una reacción. Y hay solamente cinco balances independientes: CO_2 , H_2 , CH_3OH , H_2O e Ine. Con lo cual, G. L. = $7+1-5=3$. No se puede empezar por el sistema global.

Análisis de grados de libertad en el *reactor*: incógnitas: 1 corriente y 3 composiciones. Una reacción. Cuatro balances independientes (no cinco porque el del Ine se conoce que, como es inerte, lo que entra es igual a lo que sale). Una conversión por paso (60 %). G. L. = $4+1-4-1=0$. Entonces, se puede empezar la solución por esta parte del proceso.

Balances en el reactor

- De H_2 : salidas = entradas – consumo:

$$\dot{n}_{\text{H}_2,3} = \dot{n}_{\text{H}_2,2} - 3\xi$$

Salidas = $70 - (3 \cdot 14) = 70 - 42 = 28$ mol; donde $\xi = 70 \text{ mol H}_2 \cdot 60 \% / (3 \cdot 100 \%) = 14$ mol

- De CO_2 : salidas = entradas – consumo:

$$\dot{n}_{\text{CO}_2,3} = \dot{n}_{\text{CO}_2,2} - \xi$$

Salidas = $28 - (14) = 14$ mol

- De CH_3OH : salidas = generación

$$\dot{n}_{\text{CH}_3\text{OH},3} = 0 + \xi$$

Salidas = 14 mol

De H_2O : salidas = generación. Por el balance molar

$$\dot{n}_{H_2O,3} = 0 + \xi$$

Salidas = 14 mol

Entonces, la corriente 3 será: $28+14+14+14+2=72$ mol

Balances en el condensador

La corriente 4 será: $\dot{n}_4 = 14 + 14 = 28$ mol (agua y metanol, los condensables). Y la corriente 5 será: $\dot{n}_5 = 72 - 28 = 44$ mol (CO_2 , H_2 e Ine, los gases)

$$y_{CO_2}^3 \dot{n}_3 = y_{CO_2}^5 \dot{n}_5 \rightarrow 14 = y_{CO_2}^5 44 \rightarrow y_{CO_2}^5 = 0,3182$$

$$y_{H_2}^3 \dot{n}_3 = y_{H_2}^5 \dot{n}_5 \rightarrow 28 = y_{H_2}^5 44 \rightarrow y_{H_2}^5 = 0,6364$$

Entonces,

$$y_{Ine}^5 \dot{n}_5 = 2 \rightarrow y_{Ine}^5 = 0,04545$$

Como la *purga* actúa como un *divisor* de flujo, las *composiciones* en las 3 corrientes involucradas son *iguales*:

$$y_{CO_2}^5 = y_{CO_2}^6 = y_{CO_2}^7$$

$$y_{H_2}^5 = y_{H_2}^6 = y_{H_2}^7$$

$$y_{Ine}^5 = y_{Ine}^6 = y_{Ine}^7$$

Balances en el punto de mezcla

Corrientes:

$$\dot{n}_1 + \dot{n}_7 = \dot{n}_2 = 100 \text{ (Ec. A)}$$

Inertes:

$$y_{Ine}^7 \dot{n}_7 + y_{Ine}^1 \dot{n}_1 = y_{Ine}^2 \dot{n}_2$$

Como se sabe la composición de inertes en 1 y en 7, quedaría:

$$0,04545n_7 + 0,004n_1 = 2 \text{ (Ec. B)}$$

Entonces, resolviendo este sistema se encuentra que las corrientes son:
 $\dot{n}_1 = 61,4 \text{ mol}$ y $\dot{n}_7 = 38,6 \text{ mol}$. La composición molar sería:

$$y_{CO_2,1} \dot{n}_1 + y_{CO_2,7} \dot{n}_7 = 28:$$

$$y_{CO_2,1} = (28 - 0,3182 * 38,6) / 61,4$$

$$y_{CO_2,1} = 0,256$$

Y la del H_2 sería

$$y_{H_2,1} = 1 - y_{Ine,1} - y_{CO_2,1}$$

$$y_{H_2,1} = 1 - 0,004 - 0,256 = 0,74$$

Balances en el punto de derivación

Aquí ya lo único que hace falta saber es la corriente de purga: $\dot{n}_5 = \dot{n}_6 + \dot{n}_7$, entonces, $\dot{n}_6 = 5,4$ moles (compruebe).

Ajuste de la escala del balance:

Para la base de alimentación al reactor de 100 moles, la producción de metanol es de 14 moles. Ahora, se requiere producir 155 kmol/h de metanol, entonces, se ajustan las corrientes, multiplicando cada una por el factor de conversión siguiente:

$$\text{Factor de escala: } 1155 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ metanol} / 14 \text{ mol metanol}$$

Esto es: 11,07142857 (kmol/h) / mol

$$\dot{n}_1 = 61,4 \text{ mol} * 11,07142857 \text{ (kmol/h)/mol} = 679,785 \text{ kmol/h}$$

$$\dot{n}_2 = 100 * 11,07142857 = 1107,142857 \text{ kmol/h}$$

$$\dot{n}_3 = 72 * 11,07142857 = 797,142857 \text{ kmol/h}$$

$$\dot{n}_4 = 28 * 11,07142857 = 310 \text{ kmol/h} = 155 \text{ kmol/h de metanol} + 155 \text{ kmol/h de agua}$$

$$\dot{n}_5 = 487,142857 \text{ kmol/h}$$

$$\dot{n}_6 = 59,79 \text{ kmol/h}$$

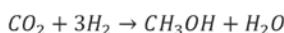
$$\dot{n}_7 = 427,36 \text{ kmol/h}$$

Las composiciones no cambian. Tampoco las relaciones de recirculación o de purga.

Nota

Este ejercicio también se habría podido resolver con el producto conocido, los kilomoles por hora de metanol realmente producidos y que se devuelven con el porcentaje de conversión por paso hasta hallar los kilomoles de reactivo límite, hidrógeno. Se halla el grado de avance y luego se aplican las ecuaciones de balance molar por componente en todo el proceso.

Solución alternativa del ejemplo 4



$$\%C = \frac{\dot{n}_{CH_3OH \text{ real}}}{\dot{n}_{CH_3OH \text{ teórico}}} * 100 \% \rightarrow \dot{n}_{CH_3OH \text{ teórico}} = \frac{155 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}}{60} * 100 \%$$

$$\dot{n}_{CH_3OH \text{ teórico}} = 258, \bar{3} \text{ kmol } CH_3OH/h$$

Por estequiometría:

$$\dot{n}_{H_2} = \dot{n}_{CH_3OH \text{ teórico}} * \frac{3 \text{ mol } H_2}{1 \text{ mol } CH_3OH} = 775 \frac{\text{kmol } H_2}{h}$$

$$\xi = \left(\frac{n_{R.L. \text{ entra}} * \%C_{\text{paso}}}{v * 100 \%} \right) = \left(\frac{775 * 60}{3 * 100} \right) = 155 \text{ kmol}/h$$

$$\dot{n}_{H_2,6} = \dot{n}_{H_2,1} - 3\xi \quad (\text{a})$$

$$\dot{n}_{CO_2,6} = \dot{n}_{CO_2,1} - \xi \quad (\text{b})$$

$$\dot{n}_{H_2O,4} = \xi \quad (\text{c})$$

$$\dot{n}_{CH_3OH,4} = \xi \quad (\text{d})$$

Entonces:

$$\dot{n}_{H_2O,4} = 155 \text{ kmol}/h \quad \text{y} \quad \dot{n}_{CH_3OH,4} = 155 \text{ kmol}/h$$

Como se sabe que el H_2 es el 70 % de \dot{n}_2 (alimento combinado al reactor), entonces:

$$\dot{n}_2 = \frac{775 \frac{\text{kmol } H_2}{h}}{0,7} = 1107,142857 \text{ kmol/h (e)}$$

$$\dot{n}_{CO_2,2} = 1107,142857 \frac{\text{kmol}}{h} * 0,28 = 310 \text{ kmol/h (f)}$$

$$\dot{n}_{Ine,2} = 1107,142857 \frac{\text{kmol}}{h} * 0,02 = 22,142857 \text{ kmol/h (g)}$$

Ahora aplicamos los balances molares por componentes al reactor para hallar los moles por hora a la salida, de todos:

$$\dot{n}_{H_2,3} = 775 - (3 * 155) = 310 \text{ kmol/h (h)}$$

$$\dot{n}_{CO_2,6} = 310 - 155 = 155 \text{ kmol/h (i)}$$

$$\dot{n}_{H_2O,3} = 155 \text{ kmol/h (j)}$$

$$\dot{n}_{CH_3OH,4} = 155 \text{ kmol/h (k)}$$

$$\dot{n}_{Ine,4} = 22,142857 \text{ kmol/h (l)}$$

$$\dot{n}_3 = 310 + 155 + 155 + 155 + 22,1428 = 797,142857 \text{ kmol/h}$$

Aplicamos balance en el condensador:

$$\dot{n}_3 = \dot{n}_4 + \dot{n}_5 (m) \rightarrow \dot{n}_5 = 797,142857 - 310 = 487,142857 \text{ kmol/h}$$

Calculamos las fracciones molares de cada componente gaseoso a la salida del condensador, \hat{n}_5 :

$$y_{CO_2,5} = \frac{155}{487,142857} = 0,318 \quad (n)$$

$$y_{H_2,5} = \frac{310}{487,142857} = 0,63 \quad (o)$$

$$y_{Ine,5} = \frac{22,142857}{487,142857} = 0,045 \quad (p)$$

La purga 6 y la recirculación 7 tienen la misma composición molar y másica que la corriente 5. Se hacen balances en el punto de mezcla, donde llegan las corrientes 1 y 7 para formar la 2, que ya se sabe.

$$\begin{aligned}\dot{n}_1 + \dot{n}_7 &= \dot{n}_2 \quad (q) \rightarrow \dot{n}_1 + \dot{n}_7 = 1107,142857 \text{ kmol/h} \\ y_{ine,1}\dot{n}_1 + y_{ine,7}\dot{n}_7 &= y_{ine,2}\dot{n}_2 \quad (r) \rightarrow 0,004\dot{n}_1 + 0,04545454 \dot{n}_7 \\ &= 22,142857 \text{ kmol/h}\end{aligned}$$

Se resuelven (q) y (r) simultáneamente:

$$\begin{aligned}\dot{n}_1 &= 679,82 \text{ kmol/h} \\ \dot{n}_7 &= 427,3183 \text{ kmol/h}\end{aligned}$$

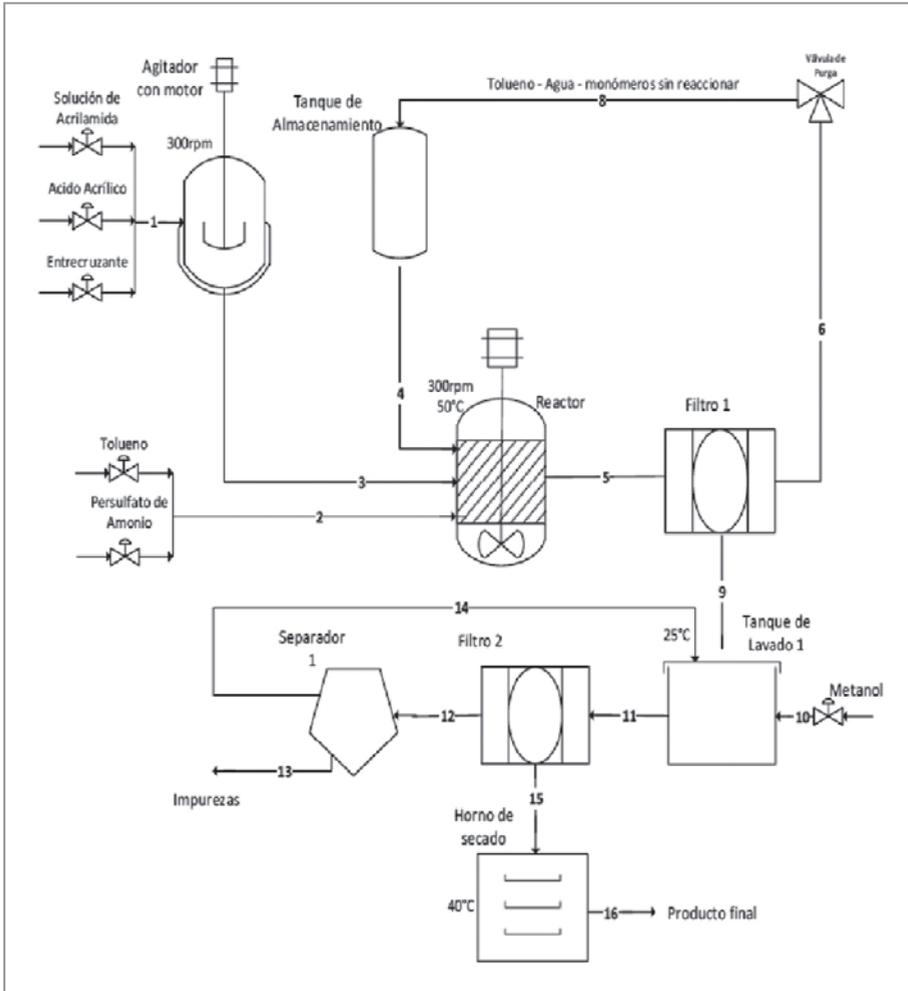
Y ya si se quiere, se halla la purga en el divisor, pero solo por balance de corrientes:

$$\dot{n}_6 = \dot{n}_5 - \dot{n}_7 \quad (s) \rightarrow \dot{n}_6 = 487,143 - 427,318 = 59,8245 \text{ kmol/h}$$

Aplicaciones a la investigación

1. El trabajo de Espinosa y Jiménez (2016), titulado Desarrollo de una propuesta para la obtención de hidrogeles, citado antes, muestra en la figura 32 el diagrama PFD del proceso.

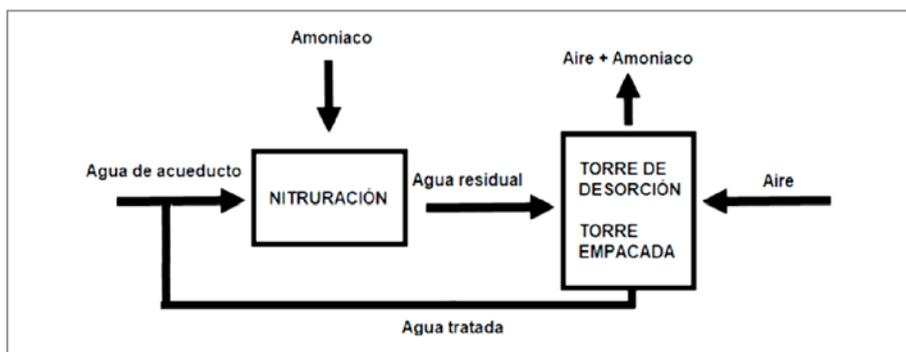
Figura 32. Diagrama para la obtención de hidrogeles mediante la técnica de polimerización en suspensión



Lo que vale la pena resaltar ahora, es que calcularon que se necesitan 15 recirculaciones de tolueno para ahorrar el 90 % de consumo, ya que inicialmente se requieren 300 mL del disolvente, pero luego de alcanzarse el estado estacionario, solo se requieren 30 mL, porque se recirculan 270 mL. En esa corriente (4) hay tolueno, agua y monómero sin reaccionar. Pero antes hay una purga por medio de una válvula. El trabajo no indica cuánto se purga.

2. Finalmente, el trabajo de Fernández Murillo, J. S. (2018), titulado *Propuesta para el sistema de tratamiento de agua residual del proceso de nitruración en la empresa Aluica S. A. S.* propuso el tratamiento y recirculación del agua proveniente del proceso de nitruración en la empresa Aluica S. A. S. La figura 33 corresponde a la figura 13 del trabajo mencionado, en la que se resume la propuesta técnica básica, aunque en las figuras 14 y 15 plantea los flujos de las corrientes. Menciona que la concentración requerida para mejorar el proceso, en cuanto al consumo de aire en la desorción, se alcanza cuando se recircula el agua, aproximadamente, 14 veces. No hay purga porque precisamente se busca aumentar la concentración de amoníaco hasta el valor que permita la estabilidad del proceso con menor consumo de aire.

Figura 33. Esquema de recirculación de agua en el proceso



Nota. Tomada de Hernández, 2018.

Resumen de claves teóricas

En este capítulo se habló de los procesos con reacción química, pero con recirculación de los reactivos para mejorar la conversión global, dado que la conversión en un paso por el reactor es baja. En condiciones ideales la conversión global es 100%, pero lo real es que algo de los reactivos salga con el producto o cuando se realiza la purga para eliminar algo de impurezas. A medida que se elimina más de la recirculación en la corriente de purga, disminuye la conversión global. Se trabajaron los casos de la síntesis de amoníaco sin purga y

de la obtención de metanol, con purga. Se vieron dos aplicaciones a la investigación, el estudio de hidrogeles, en el que se recircula tolueno gastado del reactor y tiene una purga; y la propuesta de recirculación de agua tratada, sin purga, para el proceso de nitruración.

Para recordar:

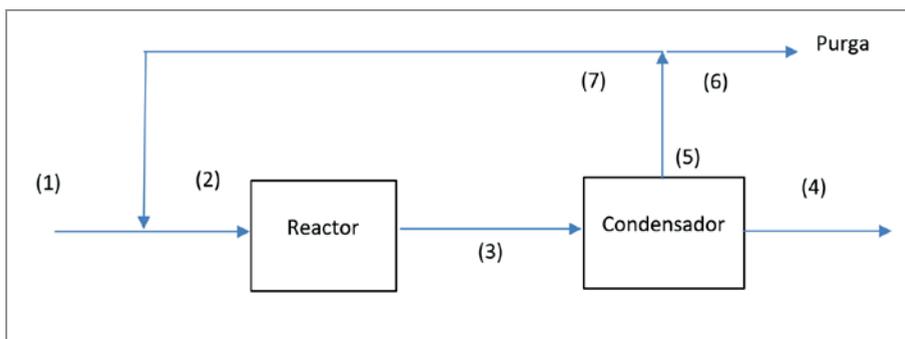
La conversión global es mayor a la conversión en un paso. La conversión global aumenta si mejora la eficiencia de la unidad de separación y disminuye la purga. Pero la purga es necesaria si el alimento contiene impurezas que puedan acumularse en el reactor. Y estos problemas se empieza a resolver por donde se conozca la conversión: conversión por paso, en el reactor; conversión global, por el sistema global. El grado de avance es el mismo calculado por la conversión global o por la conversión en un paso.

Problemas propuestos

1. Realice el problema resuelto 3, síntesis de amoníaco, pero ahora sí ingrese la mezcla de alimentación al proceso con un 0,2 % molar de impurezas y debe regularse su concentración hasta máximo 4 % molar en la entrada del reactor. Determine también el porcentaje de corriente de reciclo que se elimina mediante purga.
2. En un proceso de síntesis de etanol, por hidratación de etileno, el alimento fresco contiene 96 % de etileno y 4 % de gases no reactivos (GNR), en moles. El etileno se mezcla con vapor de agua y se calienta en un precalentador. La corriente de reciclo, que contiene etileno, gases no reactivos y vapor de agua, se mezcla con el alimento fresco de tal manera que la relación molar de agua a etileno en el alimento combinado es 0,7. La conversión por paso basada sobre el etileno es 9 %. La concentración máxima de gases no reactivos a la entrada del reactor es 10 % en moles. La ecuación

es $C_2H_4 + H_2O \rightarrow C_2H_5OH$. Determine la conversión global, el grado de avance y la relación de recirculación (figura 34).

Figura 34. Diagrama de bloques para problema propuesto 2



3. Diga si es Falso o verdadero y justifique: El porcentaje de conversión global es mayor siempre al porcentaje de conversión por paso.
4. Diga si es Falso o verdadero y justifique: En un proceso con recirculación la conversión global es 100% aunque el separador no retire todo el reactivo límite y el reactivo en exceso que no reaccionaron y terminan saliendo en la corriente de producto.
5. Diga si es Falso o verdadero y justifique: En un condensador, a la salida del reactor, la conversión global es 70%.

Referencias

- Espinosa Ensuncho, C. M., y Jiménez Álvarez, L. Á. (2016). *Desarrollo de una propuesta para la obtención de hidrogeles* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/540>
- Fernández Murillo, J. S. (2018). *Propuesta para el sistema de tratamiento de agua residual del proceso de nitruración en la empresa Aluica S. A. S.* [Trabajo de grado, Fundación Universidad de América]. Repositorio Institucional Lumieres. <http://hdl.handle.net/20.500.11839/7208>

- Hougen, O., y Watson, K. (1939). *Industrial chemical calculations: The application of physico-chemical principles and data to problems of industry*. John Wiley & Sons.
- Gooding, N. (2009). *Balance de materia*. 7ª. Ed. Universidad Nacional de Colombia.
- Reklaitis, G., y Schneider D. (1986). *Balances de materia y energía*. Nueva Editorial Interamericana.

Video del tema

Reacción con reciclo y purga

<https://youtu.be/IOBfWcFQ3oM>

Balances de energía

CAPÍTULO 10

Introducción a los balances de energía sin reacción

Competencias específicas

- Identificar la forma de ecuación de energía aplicada al sistema y proceso en particular.
- Determinar las propiedades termodinámicas más importantes del sistema dado.
- Calcular la variación de la energía interna o de la entalpía según sea el caso.
- Calcular las pérdidas primarias de energía, en régimen laminar y en régimen turbulento.

Tipos de energía

Energía cinética

Debida al movimiento de *traslación* de un sistema cerrado en relación con un marco de referencia. También puede deberse al movimiento *rotacional* en torno a un eje.

Energía potencial

Se debe a la posición de un sistema dentro de un campo de potencia gravitacional o de un campo electromagnético.

Energía interna

Se debe al movimiento de las moléculas con respecto al centro de masa de un sistema, al movimiento *rotacional* y *vibracional* de las moléculas y a las *interacciones electromagnéticas* de las moléculas. Las dos primeras formas no varían mucho en comparación con la tercera en la mayoría de los procesos industriales. Por tanto, a menos que se especifique lo contrario, se desprecian sus cambios en el balance de energía.

Formas de transferencia de energía

En un sistema cerrado no hay corrientes de entrada o de salida de materia. Pero sí hay transferencia de calor o de trabajo con los alrededores en ambas direcciones. En un sistema abierto hay transferencia tanto de masa como de energía. Y cada una de las corrientes de entrada y salida del sistema tienen su propia energía (Henley y Rosen, 1973).

Calor

Forma de transferencia de energía que se da por la diferencia de temperatura entre el sistema y los alrededores. *Positivo* cuando fluye desde *los alrededores* hacia *el sistema*.

Trabajo

Forma de transferencia de energía que se da en respuesta a cualquier otra fuerza impulsora: diferencia de presiones, diferencia de voltaje o diferencia de concentraciones. *Positivo* cuando el *sistema* lo realiza *sobre los alrededores*.

En un sistema *abierto*, sin reacción química, hay transferencia tanto de masa como de energía con los alrededores. Las corrientes de entrada ingresan energía al sistema por medio de las sustancias que llevan. Así mismo, las corrientes de salida retiran energía del sistema. Del balance de energía que ingresa en las corrientes más la que se transfiere en forma de calor o de trabajo, menos la que se retira por las corrientes de salida y la que se transfiere en forma de calor o de trabajo hacia los alrededores, resulta la posible acumulación o pérdida de energía neta del sistema. Pero, si las entradas son iguales a las salidas, el balance neto es cero, indicando un estado estacionario.

Balance de energía de un sistema sin reacción química

Con base en lo mencionado en el último párrafo y teniendo en cuenta el principio de conservación de la energía, se plantea el siguiente balance de energía de un sistema sin reacción química:

$$\text{Entrada} - \text{trabajo} + \text{calor} - \text{salidas} = \text{acumulación}$$

Ecuación de balance de energía:

$$\begin{aligned} \sum_i \dot{m}_i \left(\hat{U} + gz + \frac{u^2}{2} \right) + \dot{Q} - \dot{W} - \sum_j \dot{m}_j \left(\hat{U} + gz + \frac{u^2}{2} \right) \\ = \frac{d}{dt} \left[m \left(\hat{U} + gz + \frac{u^2}{2} \right) \right] \end{aligned}$$

Donde:

\dot{m}_i, \dot{m}_j : corrientes de entrada y de salida (válidas sólo para sistemas abiertos)

\hat{U} : energía interna específica (energía / masa)

gz : energía potencial específica

$\frac{u^2}{2}$: energía cinética específica

$\frac{d}{dt} \left[m \left(\hat{U} + gz + \frac{u^2}{2} \right) \right]$: acumulación o razón de cambio de energía del sistema.

Las unidades de esta ecuación, tal como está expresada, son kJ/kg en el Sistema Internacional o Btu/lbm en el Sistema Anglosajón. Aunque también se puede emplear la unidad $kcal/kg$. A continuación, se presenta un resumen de equivalencias de unidades utilizadas en este tema:

Tabla 20. Unidades y equivalencias más importantes de energía y potencia

Unidad	Sistema Internacional	Sistema Inglés	Otros sistemas
Energía	J (Joule)	<u>Btu (British thermal Unit)</u>	Cal (caloría)
/ Equivalencia	1055	1	252
	4,18	1	1
	1	3,97X10 ⁻³	0,239
		9,48X10 ⁻⁴	
Potencia	<u>Kw (kilowatt)</u>	<u>Btu/min</u>	HP (<u>Horsepower</u>)
/ Equivalencia	1	56,92	1,341

Simplificaciones a la ecuación de balance de energía

Sistemas cerrados

Sin corrientes de entrada ni salida. La ecuación quedaría así:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \frac{d}{dt} \left[m \left(\hat{U} + gz + \frac{u^2}{2} \right) \right]$$

Sistemas aislados

Sin corrientes de entrada ni salida; tampoco hay transferencia de calor ni de trabajo. La ecuación quedaría así:

$$0 = \frac{d}{dt} \left[m \left(\hat{U} + gz + \frac{u^2}{2} \right) \right]$$

Sistemas abiertos en estado estacionario

La acumulación es cero, porque no hay cambios con el tiempo de la energía del sistema. La ecuación quedaría así:

$$\sum_i \dot{m}_i \left(\hat{U} + gz + \frac{u^2}{2} \right) + \dot{Q} - \dot{W} - \sum_j \dot{m}_j \left(\hat{U} + gz + \frac{u^2}{2} \right) = 0$$

Sistemas cerrados en estado estacionario

La acumulación es cero y las corrientes de entrada y salida también. La ecuación quedaría así:

$$\dot{Q} - \dot{W} = 0$$

Tipos de procesos

Isocórico

No hay cambio de volumen. El trabajo de expansión o compresión es cero, $W = P\Delta V = 0$.

Isobárico

La presión del sistema no cambia. Las reacciones químicas y algunas operaciones unitarias como la evaporación y la condensación se realizan a presión constante.

Isotérmico

La temperatura del sistema no cambia. No significa que no haya transferencia de calor, porque precisamente puede requerirse un retiro de calor del sistema para mantenerlo a temperatura constante. El sistema y sus alrededores pueden estar a diferente temperatura, pero la temperatura del sistema no debe cambiar.

Adiabático

Ocurre cuando no hay transferencia de calor desde o hacia el sistema. Puede ocurrir en algunas operaciones unitarias, donde a pesar de que dentro del sistema haya varias corrientes a diferente temperatura y que desde una a las otras haya transferencia de calor, no existe transferencia de calor por las fronteras del sistema. Es decir, el calor no atraviesa las paredes del equipo o del sistema. En muchas ocasiones, para que la eficiencia de la operación sea máxima es necesario que el proceso sea adiabático, entonces para eso se aíslan bien las paredes del equipo.

Otras simplificaciones

En la mayoría de los casos, las velocidades de las corrientes no cambian. Además, la influencia de la altura es mínima en comparación con la influencia del calor, trabajo o de los mismos cambios de velocidad, si los hubiese.

Entalpía

Es el cambio del contenido de energía de un sistema a presión constante, ya sea porque lo libera o porque lo recibe. Este cambio se refleja en su energía interna. De manera que: $H = U + P\Delta V$. Al introducir la entalpía en el balance de energía, este quedaría así:

$$\begin{aligned} \sum_i \dot{m}_i \left(\hat{H} + gz + \frac{u^2}{2} \right) + \dot{Q} - \dot{W}'' - \sum_j \dot{m}_j \left(\hat{H} + gz + \frac{u^2}{2} \right) \\ = \frac{d}{dt} \left[m \left(\hat{H} + gz + \frac{u^2}{2} \right) \right] \end{aligned}$$

Donde, \dot{W}'' corresponde a todo el trabajo mecánico, menos el de expansión o compresión. Es decir, incluye el trabajo de eje o rotación proporcionado por bombas o compresores, pero no el de flujo.

Tablas de vapor

En estas se consignan los valores de las propiedades termodinámicas que se definen como funciones de trayectoria, ya que dependen de un estado de referencia. No son valores absolutos, sino que siempre tienen una referencia. Se miden cambios. Por otra parte, la temperatura, la presión y el volumen específico, si son funciones de estado, sirven para caracterizar un sistema. Las tablas organizan la información de las funciones de trayectoria, según el estado de la sustancia y las propiedades de estado que la determinan.

Una sustancia pura puede estar en tres estados físicos: sólido, líquido o gaseoso. En el punto triple coexisten estos tres estados y se deben definir con presión y temperatura. Una mezcla de líquido y vapor de la misma sustancia puede coexistir en equilibrio desde el punto triple hasta el punto crítico de la sustancia.

Más allá del punto crítico, no se puede encontrar líquido y es imposible condensar el vapor; se dice que es un gas. Entre esos dos puntos es donde trabajan las tablas de vapor, pues ofrecen la información que se requiere para muchos cálculos de operaciones unitarias y balances de energía.

Si esa sustancia está en una fase es necesario especificar las propiedades de presión y temperatura, temperatura y volumen específico o presión y volumen específico. Si, por el contrario, está en dos fases, líquido más vapor, entonces, se requiere solo una propiedad: presión, temperatura o volumen específico.

Entonces, para un líquido subenfriado, se necesitan dos propiedades. Para mezclas de vapor y líquido con una determinada calidad (concentración másica de vapor) solo basta una. Si está como vapor sobrecalentado (lejos de la temperatura de saturación) se requieren nuevamente dos propiedades.

Problemas resueltos

Problema 1

Se tienen 2 kilogramos de vapor de agua, a 1 bar, almacenados en un recipiente cilíndrico, cuya área transversal es $1,47 \text{ m}^2$. Dicho recipiente tiene una cubierta móvil. Si se calienta externamente el cilindro, aumentando la temperatura desde $100 \text{ }^\circ\text{C}$ hasta $300 \text{ }^\circ\text{C}$, y suponiendo que no hay pérdidas de calor hacia los alrededores, ¿cuánto calor requiere el proceso y cuál es el trabajo realizado?

Solución

El sistema es el vapor de agua encerrado. No hay entradas ni salidas, luego es un sistema cerrado. Al calentarse el vapor, se expande y sube la cubierta móvil, así la presión se mantiene constante. El gas se puede considerar en reposo, porque su velocidad es mínima. Entonces, la ecuación de energía en términos de entalpía será:

$$\dot{Q} = \frac{d}{dt} [m(\hat{H} + gz)].$$

O en otra forma:

$$\dot{Q} = \dot{m}(\Delta\hat{H} + \Delta E_p).$$

En la tabla de vapor sobrecalentado, que aparece al final del libro *Principios fundamentales de los procesos químicos*, de Felder y Rousseau (2005), dice que, a 1 bar y 100 °C, la entalpía específica del vapor es 2676 kJ/kg y su volumen específico es 1,69 m³/kg. A 300 °C y 1 bar, los valores correspondientes, en la misma tabla, son 3074 kJ/kg y 2,64 m³/kg. Se aplica la ecuación de energía entre los dos puntos y da:

$$Q = m(\hat{H}_2 - \hat{H}_1) + mg(z_2 - z_1)$$

El volumen dividido entre el área da la altura. Pero el centro de masa está en la mitad de esa altura, de forma que

$$(z_2 - z_1) = \frac{1}{2} \left(\frac{V_2 - V_1}{A} \right) = \frac{2,64 - 1,69}{2 \cdot 1,47} = 0,323 \text{ m}$$

Entonces,

$$Q = 2 \text{ kg} (3074 - 2676) \text{ kJ/kg} + (2 \text{ kg} * 9,8 \text{ m/s}^2 * 0,323 \text{ m})$$

$$Q = 802, \hat{3} \text{ kJ}$$

Ahora, el trabajo realizado por el vapor al expandirse:

$$W = p(\hat{V}_2 - \hat{V}_1) = 100000 \text{ N/m}^2 * (2,64 - 1,69) \text{ m}^3/\text{kg} = 95 \text{ kJ/kg}$$

Problema 2

La energía interna específica del helio a 300 K y 1 atm es 3800 J/mol y su volumen específico a la misma temperatura y presión es 24,63 L/mol. Calcule la entalpía específica del helio en esas condiciones y la velocidad a la cual transporta entalpía, si la velocidad de flujo molar del helio es 250 kmol/h.

Solución

La entalpía específica es $\hat{H} = \hat{U} + P\hat{V}$. Se conoce la energía interna específica (molar), la presión y el volumen específico (molar). Entonces, se reemplaza:

$$\begin{aligned}\hat{H} &= 3800 \text{ J/mol} + (1 \text{ atm} * 24.63 \text{ L/mol} * 101,3 \text{ J/(L * atm)}) \\ &= 6295 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

*El factor de conversión resulta de dividir las constantes de los gases en unidades J/mol*K entre las unidades atm*L/(mol*K).

Ahora la velocidad de transporte (o de flujo) de entalpía, es

$$\begin{aligned}\dot{H} = \dot{n} \hat{H} &= 250 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 1000 \frac{\text{mol}}{\text{kmol}} * 6295 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \\ \dot{H} &= 1,57 * 10^9 \text{ J/h}\end{aligned}$$

Problema 3

Calcule la cantidad de calor necesario para elevar la temperatura de 1 kg de vapor a 1 bar, desde 100 hasta 300 °C, y la presión final del vapor.

Solución

El sistema es el vapor de agua encerrado. No hay entradas ni salidas, es un sistema cerrado. La ecuación de energía se reduce a $\Delta U = Q - W$. En este caso el volumen es constante (a diferencia del primer ejercicio). Esto significa que $W = 0$; porque $W = p\Delta V$. De esta manera, $\Delta U = Q$.

Entonces, busque en las tablas de vapor de agua a 1 bar y 100 °C, $\hat{U} = 2507 \text{ kJ/kg}$. Y lea el volumen específico, $\hat{V} = 1,69 \text{ m}^3/\text{kg}$, porque este volumen no debe cambiar, ya que el sistema es cerrado (no entra ni sale masa), y el volumen se mantiene constante, como se había analizado arriba.

Ahora, a 300 °C, se busca también en las tablas de vapor sobrecalentado. Ingrese por temperatura (tabla B7 del libro de Felder y Rousseau, [2005]), se mira primero a 1 bar y luego a una presión mayor. A 1 bar el volumen específico es $2,64 \text{ m}^3/\text{kg}$, mientras que a 5 bar es $0,522 \text{ m}^3/\text{kg}$. De forma que la presión final del vapor debe estar entre 1 y 5 bar. Entonces, se realiza la interpolación de la siguiente manera:

$$P_2 = P_{inicial} + \frac{(P_{final} - P_{inicial})(\hat{V}_2 - \hat{V}_{inicial})}{(\hat{V}_{final} - \hat{V}_{inicial})}$$

$$P_2 = 1 \text{ bar} + \frac{(5 - 1) \text{ bar} (1,69 - 2,64) \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}}{(0,522 - 2,64) \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}}$$

$$P_2 = 2,79 \text{ bar}$$

Esa es la presión del vapor después de realizado el proceso. Ahora, se interpola también para saber la energía interna específica del vapor en esa condición final, tomando como referencias las energías internas a 1 bar y a 5 bar, también.

$$\hat{U}_2 = \hat{U}_{inicial} + \frac{(\hat{U}_{final} - \hat{U}_{inicial})(\hat{V}_2 - \hat{V}_{inicial})}{(\hat{V}_{final} - \hat{V}_{inicial})}$$

$$\hat{U}_2 = 2811 \text{ kJ/kg} + \frac{(2803 - 2811) \text{ kJ/kg} (1,69 - 2,64) \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}}{(0,522 - 2,64) \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}}$$

$$\hat{U}_2 = 2807,4 \text{ kJ/kg}$$

Y ahora sí, con los dos valores de energías internas específicas, final e inicial, se calcula el calor necesario para calentar el vapor:

$$Q = 1 \text{ kg} (2807,4 - 2507) \text{ kJ/kg} = 300,4 \text{ kJ}$$

Problema 4

Un flujo de 4000 kg/h de vapor a 10 bar absolutos, con 190 °C de sobrecalentamiento, alimenta una turbina. Esta funciona de forma adiabática y su efluente es vapor saturado a 1 bar. Calcule el trabajo generado por la turbina en kW, despreciando los cambios de energías cinética y potencial.

Figura 35. Turbina a vapor

Nota. Tomada de <https://www.geograph.org.uk/photo/2761477> © Copyright Chris. Licencia: Creative Commons.

Solución

La turbina es el sistema, no el vapor. Sin embargo, se requieren las propiedades del vapor para caracterizar las corrientes de entrada y de salida (que son iguales en su flujo). Y a propósito, este es un sistema abierto (por las corrientes). Dice que la operación es adiabática (idealmente), entonces $Q = 0$. Y se supone que trabaja en estado estacionario, a diferencia del ejercicio anterior. Entonces, la ecuación de energía quedaría así después de despejar:

$$W = m(\hat{H}_2 - \hat{H}_1)$$

Ahora, se buscan las entalpías en la tabla de vapor sobrecalentado (B7) a 10 bar (Felder y Rousseau, 2005). Se lee la temperatura de saturación respectiva: 180 °C. Entonces, como dice que tiene 190 °C de sobrecalentamiento, la temperatura real del vapor es $180 + 190 = 370$ °C. No aparece esa temperatura en la tabla. Nuevamente hay que interpolar, entre 350 y 400 °C, para saber el verdadero valor de la entalpía específica (Kj/kg).

$$\hat{H}_1 = 3201 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (\text{Compruébelo})$$

Se busca la entalpía específica para el vapor de salida. Sin embargo, este no es sobrecalentado, sino saturado, entonces se utiliza la tabla B6. Ahí aparece que a 1 bar es: 2675 kJ/kg. De forma que

$$\dot{W} = 4000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (3201 - 2675) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} * \frac{1\text{h}}{3600\text{ s}} = 292,2 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = 292,2 \text{ kW}$$

Es positivo, porque es la turbina la que genera este trabajo por unidad de tiempo o potencia sobre los alrededores.

Problema 5

Una corriente de 100 kg/s de nitrógeno a 1 bar se va a calentar desde 25 hasta 200 °C en un intercambiador de calor aislado mediante la condensación de vapor saturado disponible a 1,5 bar. Determine el consumo de vapor.

Solución

El intercambiador de calor es el sistema. Hay corrientes de entrada y corrientes de salida (que son iguales en su flujo para cada sustancia). El intercambiador puede visualizarse, para su mejor entendimiento, como un dispositivo doble, una parte es el vapor y la otra el nitrógeno. El vapor de agua cede su calor al condensarse para que el nitrógeno se caliente. El proceso se realiza en estado estacionario. El calor no se pierde en los alrededores (idealmente), por lo cual $Q = 0$. Un intercambiador de calor NO produce ni consume trabajo, $W = 0$. Por lo demás, no hay cambios de velocidad ni de altura de las corrientes, entonces la ecuación de energía quedaría así:

$$\text{energía que entra} = \text{energía que sale}$$

O en términos matemáticos:

$$\begin{aligned} & \dot{m}_{N_2, \text{entra}} H_{N_2, (25^\circ\text{C}, 1 \text{ bar})} + \dot{m}_{\text{vapor}, \text{entra}} H_{\text{vapor}, (\text{sat}, 1,5 \text{ bar})} \\ & = \dot{m}_{N_2, \text{sale}} H_{N_2, (200^\circ\text{C}, 1 \text{ bar})} + \dot{m}_{\text{cond}, \text{sale}} H_{\text{líquido}, (\text{sat}, 1,5 \text{ bar})} \end{aligned}$$

Hay que tener en cuenta que los flujos de nitrógeno a la entrada y a la salida son iguales. Así mismo, los flujos de vapor y de condensado son iguales. Entonces,

$$\begin{aligned} & \dot{m}_{N_2} [\hat{H}_{N_2, (25^\circ C, 1 \text{ bar})} - \hat{H}_{N_2, (200^\circ C, 1 \text{ bar})}] \\ &= \dot{m}_{vapor} [\hat{H}_{líquido, (sat, 1,5 \text{ bar})} - \hat{H}_{vapor, (sat, 1 \text{ bar})}] \end{aligned}$$

Pero como las entalpías del nitrógeno a 200 °C y del vapor son mayores a las del nitrógeno a 25 °C y del condensado (porque un vapor tiene más contenido energético que un líquido, y un gas a mayor temperatura tiene mayor contenido energético que el mismo gas a menor temperatura), entonces ambos términos de esa expresión darán negativos. Por lo cual, se suele expresar mejor como

$$\begin{aligned} & \dot{m}_{N_2} [\hat{H}_{H_2, (200^\circ C)} - \hat{H}_{H_2, (25^\circ C)}]_{1 \text{ bar}} \\ &= \dot{m}_{vapor} [\hat{H}_{vapor \text{ sat}} - \hat{H}_{líquido \text{ sat}}]_{1,5 \text{ bar}} \quad (A) \end{aligned}$$

Las entalpías del vapor y del líquido se toman de la tabla B-6 a 1,5 bar. Sus valores son 2693,4 y 467,1 KJ/kg, respectivamente. De forma que

$$[\hat{H}_{vapor \text{ sat}} - \hat{H}_{líquido \text{ sat}}]_{1,5 \text{ bar}} = 2226,3 \text{ kJ/kg}$$

Para el nitrógeno se realiza la siguiente integral, que relaciona al cambio de temperatura con la entalpía, cuando no se conocen los valores entálpicos directamente en ciertas condiciones, sino la capacidad calorífica. En este caso el cambio de temperatura corresponde a un *calor sensible*; mientras que un cambio de fase corresponde a un *calor latente*, como lo que ocurre con el vapor.

$$\Delta \hat{H}_{N_2} = \int_{T_1}^{T_2} C_{P_{N_2}} dT$$

Donde $C_{p_{N_2}}$ es la capacidad calorífica del nitrógeno a presión constante. Y se evalúa la integral entre las temperaturas inicial (25 °C = 298,15 K) y final (200 °C = 473,15 K) con las constantes del C_p para el nitrógeno, tomadas de la tabla B-2 de Felder y Rousseau (2005). Así:

$$\Delta \hat{H}_{N_2} = \int_{298,15}^{473,15} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT$$

a: $29 \cdot 10^{-3}$; b: $0,2199 \cdot 10^{-5}$; c: $0,5723 \cdot 10^{-8}$; d: $-2,871 \cdot 10^{-12}$ En unidades de $\text{KJ/mol} \cdot \text{K}$

$$\begin{aligned} \Delta H_{O_2} = & 29 \cdot 10^{-3} (473,15 - 298,15) + 0,2199 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{1}{2}\right) \cdot (473,15^2 - 298,15^2) + \\ & 0,5723 \cdot 10^{-8} \cdot \left(\frac{1}{3}\right) \cdot (473,15^3 - 298,15^3) - 2,871 \cdot 10^{-12} \cdot \left(\frac{1}{4}\right) \cdot (473,15^4 - \\ & 298,15^4) \text{ kJ/mol} \cdot 100 \text{ kg/s} \cdot (1 \text{ mol } N_2 / 0,028 \text{ kg}) = 3571,43 \cdot (5,22 + 0,1484 + \\ & 0,1515 - 0,0303) \text{ kJ/s} = 19605,72 \text{ kW} \end{aligned}$$

Ahora, en la ecuación A, se despeja el del vapor:

$$\dot{m}_{\text{vapor}} = \frac{19605,72 \text{ kJ/s}}{2226,3 \text{ kJ/kg}} = 8,8 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 31703,09 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ de vapor a } 1,5 \text{ bar}$$

Resumen de claves teóricas

Los balances de energía juegan un papel muy importante en la mayoría de los procesos industriales, no solamente químicos. Mencionemos, por ejemplo, en el transporte de hidrocarburos se debe calcular el consumo de potencia para el bombeo, teniendo en cuenta el balance de energía del fluido a lo largo de la tubería. Otro caso, en conservación de alimentos, requiere extraer cierta cantidad de calor y mantener condiciones de humedad adecuadas. En estos casos, donde no hay reacción química, surge el balance de energía, que se simplifica teniendo en cuenta que son más importantes los cambios de entalpía o de energía interna que los de energía potencial o cinética.

Se dijo que en muchas aplicaciones industriales los balances de energía son para estado estacionario, sistema abierto y a presión constante; sin embargo, no se deben olvidar casos de sistema cerrado a volumen constante, donde aplican los cambios de energía interna. Si no hay trabajo de eje (bombas, compresores, turbinas) ni transferencia de calor solo quedan o el cambio de energía interna para el sistema cerrado o la diferencia entre las energías de las corrientes de entrada menos las de las corrientes de salida.

Finalmente, se explicó que cuando se trabaja con vapor de agua es mucho más fácil usar directamente las tablas de vapor, al tener en cuenta el estado, que lo determinan las propiedades y las fases existentes; y si se trabaja con otras sustancias, el cambio de energía interna se determina por ecuaciones si el proceso es a volumen constante o por entalpía a presión constante.

Para recordar:

- *Para líquidos y sólidos la capacidad calorífica a presión constante es aproximadamente igual a la capacidad calorífica a volumen constante.*
- *Para gases, siempre que la diferencia de temperaturas sea significativa, se debe emplear la fórmula de la capacidad calorífica como función de la temperatura para conocer el calor transferido en el proceso, ya sea a volumen o a presión constante.*
- *El calor latente de cualquier cambio de fase (entalpía de fusión o de vaporización), tiene valores altos que se encuentran tabulados a presión de 1 atm (calor normal de fusión o de vaporización). El calor de condensación tiene el mismo valor que el de vaporización, pero signo menos, porque se libera al entorno. Para resolver la mayoría de los problemas, se debe fijar un estado de referencia con una presión, temperatura y fase para cada sustancia participante. Desde ese estado se define la trayectoria que debe experimentar dicha sustancia hasta llegar al estado final a la salida del proceso.*

Problemas propuestos

1. Fluyen 100 kg/s de O_2 por un intercambiador de calor alimentado con vapor saturado a 1,5 bar. Se fija el flujo másico de vapor en 150 kg/s. El vapor sale condensado a la misma presión. ¿A qué temperatura saldrá el oxígeno si entra al intercambiador a 25 °C? La entalpía de condensación del vapor saturado a esa presión es 2226 kJ/kg. Asuma la capacidad calorífica promedio del O_2 como 918 kJ/kg °C y verifique la validez de esta suposición, con base en el cambio de temperatura que experimente el oxígeno.

2. Una corriente de agua, con un flujo de 120 kg/min, entra a una caldera a 30 °C. Mientras que otra corriente, con un flujo de 175 kg/min, entra a 65 °C. La caldera opera a 1,01 bar absolutos. Si el vapor producido sale saturado a la presión de la caldera, calcule la velocidad de transferencia de calor en kJ/min, necesaria para este proceso.
3. Se van a calentar 3000 L/h de leche para elaborar queso desde 4 °C hasta 34 °C por medio de 3000 L/h de agua caliente que entra a 50 °C. La densidad (ρ) y el C_p de la leche son, aproximadamente, 1020 kg/m³ y 3,95 kJ/kg K. Para el agua estos datos son 990 kg/m³ y 4,18 kJ/kg K. Calcule la temperatura a la que sale el agua del intercambiador.
4. 10 kmol de una mezcla de N₂ y H₂, con una relación molar N₂/H₂ = 1/3, se calientan desde 50 °C hasta 450 °C. Calcúlese el calor, en kJ, que es preciso comunicar al gas a 1 atm para dicho calentamiento. Use las capacidades caloríficas promedio (kcal/kmol °C) de H₂ como 7 y del N₂ como 7,12. Recuerde que 1 kcal = 4,183 kJ.
5. Para cierto proceso se debe calentar desde 25 °C hasta 300 °C, a 1 atm, una corriente gaseosa que contiene un 10 % en volumen de CH₄ y un 90 % de aire. Calcúlese la velocidad de aporte de calor necesaria, expresada en kW, para un flujo de gas de 2 m³/min medido en condiciones normales (1 atmósfera y 25 °C). Emplee las ecuaciones completas de las capacidades caloríficas.

Referencias

- Felder, R. M., y Rousseau, R. W., (2005). Principios elementales de los procesos químicos. 3ª. Ed. Limusa Wiley.
- Himmelblau, D. M. (1988). *Balances de materia y energía*. Prentice Hill.
- Hougen, O., y Watson, K. (1939). *Industrial chemical calculations: The application of physico-chemical principles and data to problems of industry*. John Wiley & Sons.
- Reklaitis, G., y Schneider D. (1986). *Balances de materia y energía*. Nueva Editorial Interamericana.

Lista de videos del tema

Temperatura final de un proceso de congelación de fresas

https://youtu.be/NAUEPX3_-vo

Balance de energía en un evaporador

<https://youtu.be/b80uMaE8cbo>

Balance de energía sin reacción química

https://youtu.be/cTS_CXT9FDU

Balances de energía con reacción química

Competencias específicas

- Calcular calores de reacción estándar con calores de formación.
- Calcular calores de reacción estándar con calores de combustión estándar.
- Calcular el calor de reacción para cualquier proceso.
- Calcular la temperatura de salida de los gases del reactor para un proceso en el que se conozca el calor transferido.

Resumen teórico

La transferencia de energía que ocurre en un proceso con reacción química está asociada con la reacomodación de los diferentes enlaces de las sustancias participantes en él (Himmelblau, 1997). Esa transferencia de energía se conoce como *calor de reacción*, cuando en realidad es un cambio de entalpía entre las salidas y entradas del reactor. Depende tanto de la naturaleza química de las sustancias (reactivos y productos) como de los estados físicos.

Se define el *calor estándar de reacción* o *entalpía estándar de reacción*, como “El calor requerido de reacción a 25 °C y 1 atm” (Felder y Rousseau, 1991, p. 444). Se entiende que la temperatura estándar es una convención que ha variado con el tiempo, pero la presión estándar es siempre la misma. De todos modos, lo importante es la aplicación a las condiciones particulares del proceso por estudiar.

Balance de energía para un proceso reactivo

$$Q = \Delta H = \sum_{\text{Productos}} \Delta H - \sum_{\text{Reactivos}} \Delta H + \xi \Delta \bar{H}_R^\circ$$

$$\Delta \bar{H}_R^\circ = \sum_{\text{Productos}} \nu_j \Delta \bar{H}_{f,j}^\circ - \sum_{\text{Reactivos}} \nu_i \Delta \bar{H}_{f,i}^\circ$$

Donde $\Delta H_{f,i,j}^\circ$ es el **calor de formación estándar**, a 1 atm y 25 °C de reactivos y productos, respectivamente. Por su parte $\nu_{i,j}$ corresponde a los coeficientes estequiométricos de reactivos y productos, respectivamente. Y ξ es el grado de avance de la reacción. Según Reklaitis y Schneider (1986, p. 459) el calor de formación estándar es el asociado con la reacción en la que se forma un mol del compuesto de interés de a partir de sus elementos, a condiciones estándar.

Entonces, el calor de reacción estándar se calcula como la diferencia entre la suma de los calores de formación de reactivos menos la suma de los calores de formación de los productos, a 25 °C y 1 atm. Y la entalpía total del proceso involucra no solamente el calor de reacción sino también el cambio de entalpía debido al calentamiento de los productos o enfriamiento de reactivos para llegar a la temperatura estándar, 25 °C.

Es decir, si los reactivos entran a una temperatura diferente a 25 °C se debe sumar la entalpía de esos reactivos. Y si los productos salen a una temperatura diferente a 25 °C, también se suman esas entalpías. Pero la reacción se toma a 25 °C.

El calor de reacción estándar se da por mol de reactivo límite. Si se duplican o triplican los moles también se debe duplicar o triplicar el calor de reacción, es decir, es proporcional a los moles de reactivo límite. El calor de reacción estándar no depende prácticamente de la presión, pero sí de la temperatura.

Si la entalpía o calor estándar de reacción es **negativa**, la reacción es **exotérmica**, porque el calor de formación de los productos es menor al de los reactivos. Esto involucra una liberación de energía, gracias a la reacción. Y si la entalpía es **positiva**, la reacción es **endotérmica**. Esto conlleva un consumo de energía para que la reacción se dé.

En ocasiones es posible conocer la entalpía de reacción sin necesidad de conocer las entalpías de formación, utilizando directamente ese dato. Esto es muy común para reacciones de combustión. De hecho, en esos casos se habla de *calor de combustión*, sabiendo que es un calor de reacción, pero de esa reacción de combustión en particular.

La mayoría de los problemas requieren del uso de las tablas para conocer los datos de calores de formación, calores de reacción (combustión específicamente), entalpías de vaporización (o condensación) y constantes de la capacidad calorífica a presión constante. En ocasiones, por el contrario, se dan los datos de C_p promedios y de las entalpías de reacción en el mismo enunciado.

Problemas resueltos

Problema 1

Suponga que se realiza la combustión completa del monóxido de carbono a 300 °C a presión atmosférica con aire seco a 300 °C en un exceso del 50 % del necesario teóricamente. Los gases de chimenea salen del horno a 1200 °C. Calcule el calor perdido en el reactor. Emplee los siguientes datos:

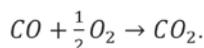
$$\Delta \hat{H}_{C_{CO}}^{\circ} = -67410 \text{ kCal/kmol (calor de combustión estándar del CO).}$$

Tabla 21. *Propiedades fisicoquímicas de sustancias involucradas en problema 1*

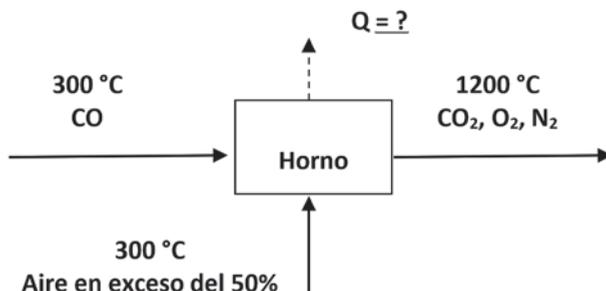
Sustancia	$C_{P,300^{\circ}\text{C}}$ $\frac{\text{kCal}}{\text{kmol}^{\circ}\text{C}}$	$C_{P,1200^{\circ}\text{C}}$ $\frac{\text{kCal}}{\text{kmol}^{\circ}\text{C}}$
CO	7,06	-----
O ₂	7,59	8,04
N ₂	7,17	7,58
CO ₂	-----	12,18

Solución

Se parte de la ecuación balanceada de la combustión del CO:



Ahora, se realiza el diagrama de bloques del proceso, figura 36.

Figura 36. Diagrama para el problema resuelto 1

Con base en este diagrama y la información del enunciado, se plantea el análisis de grados de libertad del problema, mostrado en la tabla 22. Se observa que no se conocen los flujos molares o los moles de entrada ni de salida. Tampoco, el calor del proceso (de hecho, es la pregunta). Pero sí se conoce el calor estándar de reacción, las relaciones estequiométricas, la conversión (completa equivale a 100 %) y el exceso del oxígeno. Por lo tanto, hay que tomar una base de cálculo de reactivo límite y empezar a resolver (Himmelblau, 1997). Se propone una base de cálculo de 1 kmol de monóxido de carbono (reactivo límite porque el aire está en exceso) a la entrada al reactor.

Tabla 22. Grados de libertad del problema resuelto 1

Incógnitas	Reacciones	E. balance de materia / Energía	E. adicionales	Grados de libertad
Balances de materia				
6 flujos (3 a la entrada y 3 a la salida del reactor)	1	4 componentes: CO , CO_2 , O_2 y N_2	2: conversión del reactivo límite y exceso del otro reactivo	$6+1-4-2 = 1$
Balance de energía				
Q (1)	N/A	1	0	$1-1=0$

Balances de materia

- Oxígeno inicial (el exceso de aire es igual al exceso de oxígeno):

$$n_{O_2,Teórico} = \left(\frac{1}{2}\right) * n_{CO} = 0,5 * 1 \text{ kmol} = 0,5 \text{ kmol } O_2 \text{ teóricos}$$

$$n_{O_2,reales} = (1,5) * n_{O_2,teórico} = 1,5 * 0,5 \text{ kmol} = 0,75 \text{ kmol } O_2 \text{ reales}$$

- Aire inicial: como el oxígeno es el 21 % molar del aire, entonces:

$$n_{aire,reales} = \frac{0,75 \text{ kmol } O_2}{0,21} = 3,57 \text{ kmol aire}$$

- Nitrógeno inicial (igual a nitrógeno final, porque no reacciona).

$$n_{N_2} = 0,79 * n_{aire} = 0,79 * 3,57 \text{ kmol} = 2,82 \text{ kmol } N_2$$

- Dióxido de carbono final:

según la reacción 1 kmol de CO produce 1 kmol de CO₂, al 100 % de conversión. Entonces sale 1 kmol de CO₂.

- Oxígeno final:

$$n_{O_2,2} = 0,75 \text{ kmol} - 0,5 \text{ kmol} = 0,25 \text{ kmol}$$

- Al final no sale nada de CO, porque la combustión es completa. El grado de avance será:

$$\xi = \frac{n_{CO,1} * \%C}{1 * 100 \%} = \frac{1 \text{ kmol } CO * 100 \%}{1 * 100 \%} = 1 \text{ kmol}$$

Balance de energía

Al aplicar la ecuación de balance de energía en un proceso reactivo:

$$Q = \Delta H = \sum_{\text{Productos}} \Delta H - \sum_{\text{Reactivos}} \Delta H + \xi \Delta \bar{H}_R^\circ$$

Se desglosa en sus componentes, teniendo en cuenta los valores dados en la tabla 21:

$$\Delta H_{\text{prod}} = \left[\left(1 \text{ kmol } CO_2 \frac{12,18 \text{ kCal}}{\text{kmol } ^\circ C} \right) + \left(0,25 \text{ kmol } O_2 \frac{8,04 \text{ kCal}}{\text{kmol } ^\circ C} \right) + \left(2,82 \text{ kmol } N_2 \frac{7,58 \text{ kCal}}{\text{kmol } ^\circ C} \right) \right] (1200 - 25) ^\circ C = 41789,6 \text{ kCal} =$$

$$\Delta H_{\text{react}} = [(1 * 7,06) + (0,75 * 7,59) + (2,82 * 7,17)](300 - 25) ^\circ C = 9071 \text{ kCal}$$

$$\Delta H_{\text{Reacción}}^\circ = 1 \text{ kmol } CO * \left(-67410 \frac{\text{kCal}}{\text{kmol}} \right) = -67410 \text{ kCal}$$

Se reemplazan en la ecuación de balance de energía:

$$Q = \Delta H = 41789,6 - 9071 + (-67410) = -26257,4 \text{ kCal}$$

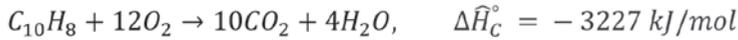
Respuesta: se liberan 26257,4 kCal, o 109834, 7 kJ en este proceso, una cantidad bastante alta, que se puede aprovechar mediante un intercambiador de calor o una turbina, que aproveche el alto contenido energético de los gases de combustión.

Problema 2

Se realiza la combustión completa de 2,67 g de naftaleno en una bomba calorimétrica. Hay 2 kg de agua en el equipo. Y su temperatura aumenta de 20 °C a 25 °C. Las pérdidas de calor en el equipo son 9000 kJ. Calcule el calor de combustión del naftaleno en kJ/mol. Masa molar del naftaleno: 128,2 g/mol.

Solución

Lo primero es plantear la ecuación química de la combustión del naftaleno:



La ecuación de balance de energía del proceso es:

$$Q = \Delta H = \sum_{\text{Productos}} \Delta H - \sum_{\text{Reactivos}} \Delta H + \xi \Delta\widehat{H}_R^\circ$$

$$Q = -9000 \text{ kJ}$$

El calor generado por la combustión produce el aumento de temperatura del agua, en parte. La otra parte son las pérdidas de energía.

$$\sum_{\text{Productos}} \Delta H = 2 \text{ kg } H_2O * 4,183 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * (25 - 20) ^\circ\text{C} = 41,83 \text{ kJ}$$

En este caso son mucho más altas las pérdidas de energía que el calor que se emplea en el calentamiento del agua. Se puede asumir que el oxígeno entra a 25 °C al igual que el naftaleno, así mismo que la combustión completa se da con las cantidades estequiométricas de naftaleno y oxígeno.

$$\Delta H_{\text{Reacción}}^\circ = -9000 - 41,8 = -9041,8 \text{ kJ}$$

Dado que se están quemando 2,67 g de naftaleno, se determinan los moles respectivos:

$$n = \frac{m}{M} = \frac{2,67 \text{ g}}{128,2 \frac{\text{g}}{\text{mol}}} = 0,0208 \text{ mol}$$

Y el calor de combustión quedará:

$$\Delta H_C^\circ = -\frac{9041,8 \text{ kJ}}{0,0208 \text{ mol}} = -434141,8 = -4,3 * 10^5 \text{ kJ/mol}$$

Respuesta: el calor de combustión del naftaleno, con base en esos datos, es $-4,3 * 10^5$ kJ/mol.

Problema 3

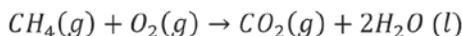
Determine la eficiencia de un horno de combustión (eficiencia = calor real / calor ideal) al cual entra 1 mol/s de CH_4 con un 25 % de exceso de oxígeno, si los productos salen a 50°C . El porcentaje de conversión del CH_4 es 100 %. El agua de los gases no se condensa. En este ejercicio utilice los siguientes datos:

$$\Delta \hat{H}_{\text{CH}_4}^\circ = -890,6 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}; \text{ con } \text{H}_2\text{O} (\text{l}); \Delta \hat{H}_{\text{H}_2\text{O}}^\circ = 44,01 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}; C_{P,\text{H}_2\text{O},g} = 33,6 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}};$$

$$C_{P,\text{O}_2,g} = 29,3 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}}; C_{P,\text{CO}_2,g} = 37 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}}$$

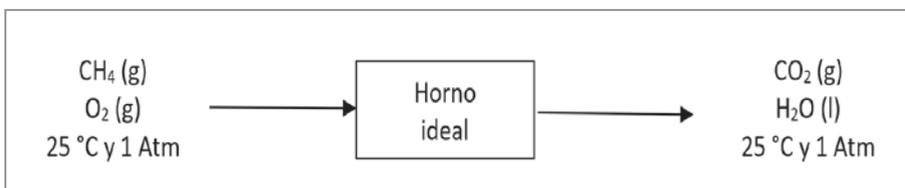
Solución

Se plantea la ecuación química de la combustión del metano:



En el horno perfecto o **ideal**, el metano y el aire (o en este caso el oxígeno) entran a 25°C y los gases de combustión salen a 25°C , con toda el agua **condensada** y todo el oxígeno consumido.

Figura 37. Diagrama para el problema resuelto 3



Para este proceso se aplica la ecuación de balance de energía:

$$Q = \Delta H = \sum_{\text{Productos}} \Delta H - \sum_{\text{Reactivos}} \Delta H + \xi \Delta \bar{H}_R^\circ$$

Donde la entalpía de los productos es igual a la de los reactivos, en este caso cero, porque ambas corrientes están a 25 °C y la diferencia de entalpía se calcula con base en la diferencia de temperatura, que en este caso sería cero. Teniendo en cuenta la alimentación del reactivo límite y su porcentaje de conversión, el grado de avance de la reacción sería igual a:

$$\xi = 1 \text{ mol/s}$$

Entonces, el balance de energía queda:

$$Q = \xi \Delta H_{\text{Reacción}}^\circ = -890,6 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} * 1 \frac{\text{mol}}{\text{s}} = -890,6 \text{ kW}$$

Este sería el calor **ideal**, tomando en cuenta que el agua saldría como líquida, no como gas. Ahora, se calcula el calor **real**, para lo cual se debe tener en cuenta que el oxígeno entra en un 25 % de exceso sobre el requerido teóricamente. Por tanto, saldría ese exceso, si el porcentaje de conversión del CH₄ sigue siendo 100 %. Entonces, el calor de los productos gaseosos es el del oxígeno en exceso, más el agua, más el CO₂, que salen a 50 °C.

$$\begin{aligned} \sum_{\text{Productos}} \Delta H &= \left[\left(1 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \text{CO}_2 * 37 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}} \right) + \left(2 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \text{H}_2\text{O} * 33,6 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}} \right) \right. \\ &+ \left. \left(0,25 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \text{O}_2 * 29,3 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}} \right) \right] * (50 - 25)^\circ\text{C} \\ &+ \left(2 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \text{H}_2\text{O} * 44,01 * 10^3 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \right) \\ \sum_{\text{Productos}} \Delta H &= 90808,125 \text{ J/s}, \text{ o } 90,808 \text{ kJ/s} \end{aligned}$$

Reemplazando en el balance de energía, quedaría así:

$$Q = \sum_{\text{Productos}} \Delta H + \xi \Delta H_{\text{Reacción}}^{\circ} = 90,808 + (-890,6) \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = -799,8 \text{ kJ/s}$$

Y, finalmente, la eficiencia del proceso sería:

$$\%E = \left(\frac{-799,8}{-890,6} \right) * 100 \% = 89,8 \%$$

Se ve que a mayor temperatura de los gases de salida mayor porcentaje de exceso de reactivos o a menor porcentaje de conversión del reactivo límite disminuirá la eficiencia.

Resumen de claves teóricas

En este tema final del libro se expusieron los balances de materia y energía que aplican en procesos en los que se presentan reacciones de combustión, oxidación, síntesis de compuestos orgánicos, entre otros, con alto intercambio de energía con los alrededores; bien sea porque se libera o porque se consume energía. Los grados de libertad se deben realizar primero para la parte del balance de materia de la reacción involucrada y luego para el balance de energía, uno por unidad. Su solución pasa por completar primero las incógnitas de materia (flujos individuales a la salida del reactor) y luego el balance de energía bien sea para calcular el calor transferido, o si se sabe este conocer la temperatura de salida de los gases del reactor.

Para recordar:

La entalpía de reacción se calcula como la diferencia entre la suma de entalpías de los productos menos la suma de entalpía de los reactivos. En las reacciones exotérmicas se libera energía, porque los productos tienen mayor contenido energético que los reactivos. Las combustiones son altamente exotérmicas, por eso los valores de sus entalpías de reacción son muy negativas. Pero lo importante es el cálculo del balance de energía del proceso. La mayor temperatura de los gases de salida de un proceso de combustión es la temperatura de llama adiabática, cuando la conversión es del 100 % y los reactivos entran en proporciones estequiométricas.

Problemas propuestos

1. En un horno de combustión de combustibles líquidos, se quema aceite combustible, a 25°C, con aire seco a 300 °C y 1 atmósfera. El análisis Orsat aplicado a los gases de salida indica la siguiente composición: 12,5 % de CO₂; 3,5 % de O₂, y 84 % de N₂ (porcentajes molares). Tomando en cuenta el hecho de que el aceite combustible está compuesto solo por C e H y que su calor de combustión es -8200 kCal/kg determine: a) porcentaje de exceso de aire; b) calor perdido en gases si salen a 320 °C. Emplee los datos de la Tabla 23 para dar solución a este problema.

Tabla 23. *Propiedades fisicoquímicas de sustancias en problema propuesto 1*

Sustancia	C _p promedio / Otros datos
H ₂ O (V)	8,2 cal/mol °C
O ₂	7,35 cal/mol °C
N ₂	7,8 cal/mol °C
CO ₂	10,5 cal/mol °C
H ₂ O	$\lambda_{\text{vap}} = 10497$ cal/mol

Nota. El calor perdido se toma con base solamente en la corriente de salida, y en el calor de reacción no se toma en cuenta el calor de los reactivos.

2. Reaccionan 280 g de CO con agua en cantidad estequiométrica para producir CO₂ y H₂. La conversión de la reacción es 70 %. La temperatura inicial de los reactivos es 100 °C y la temperatura final de los productos es 250 °C. Determine el calor liberado o consumido en el proceso, en kJ. Tome en cuenta los siguientes datos: las constantes del C_p son a, b y c en unidades de cal/mol*K.

Tabla 24. *Propiedades fisicoquímicas de sustancias involucradas en problema propuesto 2*

Componente	A	B	C	Entalpía de formación estándar (CAL/MOL)
CO	6,426	$1,665 \cdot 10^{-3}$	$-0,196 \cdot 10^{-6}$	-26416
H ₂ O	7,256	$2,298 \cdot 10^{-3}$	$0,283 \cdot 10^{-6}$	-57798
CO ₂	6,214	$10,396 \cdot 10^{-3}$	$-3,545 \cdot 10^{-6}$	-94052
H ₂	6,947	$-0,2 \cdot 10^{-3}$	$0,481 \cdot 10^{-6}$	0

3. Determine la temperatura de salida de los gases de combustión en un reactor adiabático, en el cual ocurre la combustión de 1 mol de metano con aire, a 1 atm, en cada caso:
- Los reactivos entran en proporciones estequiométricas, a 25 °C y la conversión es 100 %
 - Los reactivos entran en proporciones estequiométricas, a 25 °C y la conversión es 70 %
 - El aire entra en un 50 % de exceso, a 25 °C y la conversión es 100 %
 - El aire entra en un 50 % de exceso, a 100 °C y la conversión es 100 %
 - El aire entra en un 50 % de exceso, a 100 °C y la conversión es 70 %

Y concluya con respecto las relaciones entre las variables. Por ejemplo, “a mayor temperatura de ingreso de los gases al reactor, mayor será la temperatura de salida”. Use los valores de las constantes de la capacidad calorífica a presión constante para los gases, el calor de vaporización del agua y demás datos que necesite, del apéndice del libro “Principios elementales de los procesos químicos”, de Felder y Rousseau (1991).

Referencias

- Felder, R. M., y Rousseau, R. W., (1991). Principios elementales de los procesos químicos. Limusa Wiley. <https://hdquimicaeiqttotalh.files.wordpress.com/2018/10/libro-de-balance-felder.pdf>
- Himmelblau, D. M. (1997). *Principios básicos y cálculos en Ingeniería Química*. Prentice-Hall Hispanoamericana. <https://blog.utp.edu.co/docenciaedwin/files/2015/06/Principios-B%C3%A1sicos-y-C%C3%A1lculos-en-Ingenier%C3%ADa-Qu%C3%ADmica-6%C2%BA-edici%C3%B3n-David-M.-Himmelblau-Prentice-Hall.pdf>
- Reklaitis, G., y Schneider D. (1986). *Balances de materia y energía*. Nueva Editorial Interamericana.

Lista de videos del tema

- Temperatura de llama de combustión del metanol (completo)
https://youtu.be/BVNJQF_BBc0
- Cálculo de temperatura de llama adiabática
<https://youtu.be/EsVB38BhiXU>

Respuestas a ejercicios seleccionados

Respuestas a ejercicios seleccionados

Sistemas de unidades

1. (a). 1,22 J; (b). 78,3 GPM
2. 339,84 kg; 3333,8 N
3. 46,3 lbm/pie³
4. $\text{J h}^{-1} \text{m}^{-7/8} \text{K}^{-5/4}$
5. 0,999 Cal kg⁻¹ °C⁻¹ y 0,999 Btu lbm⁻¹ °F⁻¹
6. 62,36 L mmHg K⁻¹ mol⁻¹
7. C. Es Pa*s E. Es s F. Es Kw

Variables de proceso

1. (a) mol; (b) pie s⁻¹; (c) %p/p; (d) mol⁻¹
3. 22,38 kg y 219,6 N
5. 18 °Bx
7. 25,09 kg kmol⁻¹
9. 393,15 K; 273,60 °F; Y, 733,27 °R
11. 1860 kg; 30,11% de CH₄; 2,15% de H₂ y 67,74% de N₂
13. 49050 Pa y 5 m

Mezclas de gases ideales

1. 88,73 mmHg
2. 2
3. (a) 1,23 kg m⁻³ (b) 11919,1 Pa
4. d
5. 33,25 g mol⁻¹

Mezclas gas – vapor

1. Un gas no se condensa fácilmente. Un vapor sí. Ejemplo: aire y humedad. El aire es gas y el vapor es la humedad que se condensa en las ventanas, lentes, espejos, etc.
2. El hidrógeno, el amoníaco, el butano son gases a temperatura ambiente. El metanol, el pentano, la etilamina y la trietanolamina son líquidos a temperatura ambiente, pero coexistiendo con sus vapores, a mayor o menor presión de vapor según su volatilidad.
3. (a) 58,3% (b) 56,4%
4. 0,0711 moles
5. 42,8%

Balances en unidades simples

1. Las dos corrientes valen 750 kg/h
2. En la corriente de destilado salen 94,74% de benceno y el resto tolueno. En la corriente de residuo salen 90,47% de tolueno y el resto de benceno. Las corrientes valen 950 kg/h la de destilado y 1050 kg/h la de residuo.
3. La corriente (2), o de destilado, vale 2088,23 kg/día. La corriente (3), o media, vale 1500 kg/día y la corriente de fondos (4), vale 1411,765 kg/día. Los porcentajes máxicos de la corriente (4) son 84,1% para el propano y 15,9 % para el etano.

Operaciones en unidades múltiples

1. No tiene solución, porque a pesar de que en el global los grados de libertad dan cero, al pasar a las siguientes unidades no se encuentra grados de libertad igual a cero. Así:

$$\begin{aligned} \dot{m}_1 &= 1000 \frac{kg}{h}; \dot{m}_3 = 788,46 \frac{kg}{h} \text{ de vapor de agua}; \dot{m}_6 \\ &= 192,31 \frac{kg}{h} \text{ de cristales de sulfato}; \end{aligned}$$

$$\dot{m}_7 = 19,23 \frac{kg}{h} \text{ de solución al 40\% en masa de sulfato}$$

Unidad	Incógnitas	Ecuaciones de balance	Grados de libertad
Evaporador	$\dot{m}_2; \dot{m}_4; x_{Sulf,2}; x_{sulf,4}$	Sulfato y agua	4-2 = 2
Filtro	$\dot{m}_4; \dot{m}_5; x_{Sulf,4}$	Sulfato y agua	3-2 = 1
Punto de mezcla	$\dot{m}_2; \dot{m}_5; x_{Sulf,2}$	Sulfato y agua	3-2 = 1

3. En la corriente (3), la concentración de sal se da por:

$$x_{sal,3} = \frac{x_{sal,1}x_{sal,9}}{x_{sal,9} - 3x_{sal,1}}$$

En la Entrada al último efecto, es:

$$x_{sal,7} = \frac{4x_{sal,1}x_{sal,9}}{x_{sal,9} - 3x_{sal,1}}$$

Y a la salida del último efecto, es:

$$x_{sal,9} = \frac{x_{sal,1}m_1}{x_{sal,9}}$$

5. Los porcentajes de recuperación permiten conocer cada una de las corrientes externas. Así:

$$m_2 = \frac{m_1 x_{A,1} \%R_A}{100 x_{A,2}}$$

$$m_4 = \frac{m_1 x_{B,1} \%R_B}{100 x_{B,2}}$$

$$m_5 = \frac{m_1 x_{C,1} \%R_C}{100 x_{C,2}}$$

Y luego, la corriente interna se halla por:

$$m_3 = m_1 - m_2$$

O por:

$$m_3 = m_4 + m_5$$

7. Corrientes externas: S_1, S_2, S_3, S_7, S_8 y S_{12} ; Corrientes internas: $S_4, S_5, S_6, S_9, S_{10}$ y S_{11}

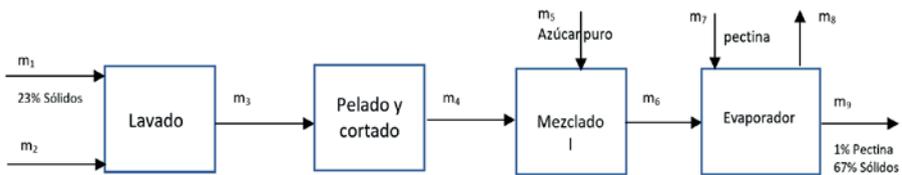
Grados de Libertad:

Incógnitas (Si se conoce la composición de la corriente final del producto) S_1, S_2, S_3, S_7, S_8 y S_{12} : 6

Ecuaciones de balance: 5 componentes

G. de L. = $6 - 5 = 1$ Se toma base de cálculo la corriente final, S_{12} .

9. Según el diagrama siguiente:



- Ecuaciones del global:

Balace de corrientes $m_1 + m_2 + m_5 + m_7 = m_8 + m_9$

Balace de sólido $x_{\text{sólido},1} m_1 + m_5 = x_{\text{sólido},9} m_9$

Balace de pectina $m_7 = x_{\text{pectina},9} m_9$

Ecuación adicional $m_2 = 2m_1$

- Ecuaciones en el mezclado 1:

Balace de corrientes $m_4 + m_5 = m_6$

Ecuación adicional $m_5 = \frac{m_4}{2}$

Respuestas:

$$m_1 = 387,28 \text{ g}; m_2 = 774,56 \text{ g}; m_3 = 1161,84 \text{ g} = m_4; m_5 = 580,92 \text{ g};$$

$$m_6 = 1742,76 \text{ g}; m_7 = 10 \text{ g}; m_8 = 752,76 \text{ g}$$

Balances con una única reacción

- Neutralización de ácido sulfúrico con hidróxido de sodio:
 $2NaOH + H_2SO_4 \rightarrow Na_2SO_4 + 2H_2O$
Hidrogenación de acetileno: $C_2H_2 + 2H_2 \rightarrow C_2H_6$
Adición de ácido sulfúrico al hierro puro: $Fe + H_2SO_4 \rightarrow FeSO_4 + H_2$
Síntesis de amoníaco: $N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3$
Hidrohalogenación de eteno: $C_2H_4 + HBr \rightarrow C_2H_5Br$
- Se producen 8,76 g de NaCl y quedan sin reaccionar 4,35 g de Cl₂.
- Reactivo en exceso O₂. Porcentaje de exceso: 25%
- Salen 2 mol de eteno y salen 7 mol de hidrógeno.
- 75,21% de N₂; 9,33% de O₂; 0,53% de propano; 6,4% de CO₂; y 8,53% de H₂O
- 13,63% de NH₃; 15,90% de N₂; y 70,45% de H₂.

Balances con múltiples reacciones

- Porcentajes molares a la salida: 8,33% para CO, H₂, CH₄ y H₂O; y 66,66% para metanol. Selectividad de metanol a CO₂: 8.
- Moles de metano: 11; moles de etano 12.
- Porcentajes molares a la salida: %C₂H₄O: 10,25%; de CO₂ y de H₂O 0,513%; de Etileno: 15,77%; y de O₂ 72,95%.

Balances de materia con una reacción en procesos con recirculación y purga

- Corriente de alimento 29,86 moles; Reciclo: 70,13 moles; purga: 1,07 moles; salida del reactor: 85,6 moles; producto condensado de amoníaco: 14,4 moles; salida gaseosa del condensador: 71,2 moles. Y porcentaje de recirculación que se elimina por la purga: 1,5%.
- Verdadero.
- Falso, porque en un condensador no hay reacción química.

Balances de energía sin reacción química

1. La temperatura final de la corriente de oxígeno será 28,64 °C por lo cual es válido haber asumido el calor específico constante para este gas, ya que no hubo un cambio significativo de temperatura.
3. La temperatura final del agua de calentamiento es 20,79 °C.
5. El flujo del calor que se debe suministrar a la mezcla gaseosa es 11,7 kW.

Balances de energía con reacción química

1. El porcentaje de exceso de oxígeno es aproximadamente 14,5%. El calor del proceso es 222681 cal
3. (a) 2088,6 °C; (b) 1508,6 °C; (c) 1619,6 °C; (d) 1675,5 °C; y, (e) 1333,7 °C

Conclusiones: Al disminuir el porcentaje de conversión, pasando de combustión completa a incompleta se reduce fuertemente la temperatura de salida de los gases del reactor de combustión adiabático. Cuando se aplica un exceso de aire, se reduce la temperatura de salida, no tanto como si se disminuye la conversión. Y si se eleva la temperatura de entrada del aire, en exceso de la cantidad estequiométrica, se mejora ligeramente la temperatura comparada con la entrada a 25 °C.

Índice analítico

Índice Analítico

A

acetaldehído 175, 177, 178
ácido acético 148
Ácido acético 171
ácido bromhídrico 142
ácido sulfúrico 34, 35, 41
acumulación 94, 189, 204, 205, 206, 207
adiabática 74, 76, 212, 213, 230, 233
adiabático 74, 207, 232, 242
agroindustria 37
agua 9, 12, 22, 23, 36, 38, 41, 42, 82, 86, 87, 88, 102, 104, 106, 107, 108, 109, 117, 125, 127, 146
aire - agua , 69, 72, 73, 74, 86
aire seco 58, 72, 73, 77, 86, 95, 102, 104, 108, 151, 163, 166, 223, 231
amoníaco 140, 141, 142, 152, 156, 186, 188, 197, 238, 241
API 15, 16, 17, 41

B

balanceada 133, 135, 139, 150, 187, 223
Balances de energía sin reacción 242
barómetro 20
base de cálculo 32, 36, 40, 42, 53, 54, 62, 80, 97, 99, 102, 104, 107, 113, 117, 124, 159, 160, 167, 190, 224, 240
Base de cálculo 36
base húmeda 36, 37, 40, 105, 108
base seca 36, 37, 40

Base seca 36
Baumé 15
benceno 77, 78, 85, 87, 95, 107, 119, 124, 161, 170, 171, 238
biogás 128, 145, 146, 152, 153
Biogás 173
biomasa 37, 38, 43, 66, 67
Biomasa 173
bioquímicos 145, 152
Biorremediación 38, 125
biotecnología 37, 146
BRIX 16
bulbo húmedo 73, 74, 76, 77, 86
bulbo seco 73, 74, 75, 76, 81, 82, 86, 102, 103, 105

C

calentamiento 93, 178, 218, 222, 227, 242
calor 10, 23, 24, 73, 74, 85, 96, 121, 150, 204, 205, 206, 207, 208, 209, 211, 212, 214, 215, 216, 217, 218, 221, 222, 223, 224, 226, 227, 228, 229, 230, 231, 232, 242
calor de formación estándar 222
calor de reacción 221, 222, 223, 231
calores de combustión estándar 221
calores de formación 221, 222, 223
calor latente 215, 217
capacidad calorífica 10, 215, 217, 223, 232
cinética 9, 11, 148, 150, 174, 203, 212, 216

coeficiente estequiométrico 136, 138, 150, 157

coeficientes estequiométricos 133, 150, 158, 176, 222

combustión 56, 67, 121, 128, 151, 156, 163, 166, 174, 175, 178, 221, 223, 225, 226, 227, 228, 230, 231, 232, 233, 242

componentes 5, 12, 29, 30, 32, 49, 57, 62, 67, 107, 147, 149

composición 13, 29, 31, 36, 40, 41, 53, 56, 63, 77, 78, 85, 87, 93, 94, 98, 99, 101, 104, 107, 108, 140, 141, 149, 151, 152, 158, 166, 169, 171, 177, 178, 184, 192, 195, 231, 240

concentración de soluciones 33, 40

condensación 12, 69, 83, 84, 85, 93, 98, 106, 186, 207, 214, 217, 223

condensados 56, 65, 80

Condiciones estándar 47

conservación 51, 94, 106, 133, 205, 216

conservación de la materia 51, 94, 106, 133

conversión 8, 24, 25, 45, 97, 114, 135, 136, 137, 139, 140, 141, 142, 143, 144, 145, 146, 149, 150, 151, 152, 158, 160, 161, 163, 164, 166, 168, 170, 175, 176, 177, 178, 179, 183, 184, 185, 186, 187, 189, 190, 192, 193, 197, 198, 199, 211, 224, 225, 228, 229, 230, 231, 232, 242

copolimerización 147

corrientes 8, 24, 25, 29, 45, 58, 97, 102, 104, 107, 108, 114, 125, 126, 127, 135, 136, 137, 139, 140, 141, 142, 143, 144, 145, 146, 149, 150, 151, 152, 158, 160, 161, 163, 164, 166, 168, 170, 175, 176, 177, 178, 179, 183, 184, 185, 186, 187, 189, 190, 192, 193, 197, 198, 199, 211, 224, 225, 228, 229, 230, 231, 232, 242

corrientes externas 112, 124, 126, 239

cristales 116, 117, 119

cristalización 116, 117

curva de saturación 75, 76, 81

D

Densidad 6, 7, 14, 15, 50

densidad de la mezcla 48, 50, 54, 63, 77, 78

Densidad relativa 15

derivación 111, 112, 123, 129, 181, 192

destilación 85, 93, 95, 105, 107, 108, 119, 120, 125

destilado 107, 119, 238

detergente 147, 152

Diagrama de flujo 94, 96, 113, 123, 172

diagrama psicrométrico 73, 74, 75

digestión aerobia 146

dimensionamiento 105, 147, 149

dióxido de carbono 12, 69, 78, 152, 156, 162, 163, 178, 189

diseño de reactores 38

disolución 11, 12, 34, 94, 95, 96

divisor 112, 123, 124, 191, 195

E

ecuación balanceada 135, 139, 150, 187, 223

ecuación de Antoine 85, 135, 139, 150, 187, 223

Ecuación de Antoine 89, 135, 139, 150, 187, 223

ecuaciones adicionales 99, 102, 114, 124, 143, 159, 160, 175, 187

ecuación global 97

efecto 19, 39, 80, 113, 114, 115, 116, 121, 123, 125, 128, 152, 239

eliminación 2, 5, 97, 99, 124

endotérmica 222

energía 2, 9, 27, 30, 43, 57, 58, 61, 66, 70, 105, 106, 121, 122, 146, 150, 174, 180, 200, 201, 203, 204, 205, 206, 208, 209,

210, 211, 212, 213, 214, 216, 217, 218, 219, 221, 222, 226, 227, 229, 230, 233, 242

enfriamiento 74, 80, 88, 93, 222

en paralelo 123, 156, 157, 171, 174, 175, 176

entalpía 74, 76, 77, 203, 208, 209, 210, 211, 213, 214, 215, 216, 217, 221, 222, 223, 229, 230

entalpía específica 210, 211, 213, 214

entalpía estándar de reacción 221

equilibrio 11, 52, 53, 57, 73, 85, 88, 93, 149, 208

escalas 15, 16, 23, 39

estacionario 94, 106, 196, 204, 206, 207, 213, 214, 216

estado 45, 46, 48, 49, 52, 61, 70, 75, 94, 97, 106, 152, 196, 204, 206, 207, 208, 213, 214, 216, 217

estado estacionario 94, 106, 196, 204, 206, 207, 213, 214, 216

estados físicos 208, 221

estequiometría 12, 133, 146, 149, 154, 155, 176, 193

etano 108, 137, 151, 161, 177, 238, 241

etanol 42, 87, 145, 148, 171, 175, 177, 178, 198

etileno 28, 142, 144, 151, 156, 166, 168, 169, 178, 198

evaporación 12, 83, 93, 95, 96, 98, 100, 105, 106, 107, 108, 116, 117, 121, 123, 127, 128, 207

Evaporación 129

evaporador 96, 100, 107, 113, 114, 116, 118, 121, 123, 127, 219

exceso 134, 135, 136, 138, 139, 140, 142, 143, 144, 149, 150, 151, 161, 187, 199, 223, 224, 225, 228, 229, 230, 231, 232, 241, 242

exotérmica 222

F

fermentación anaeróbica 145, 149

filtración 107, 121, 122

filtrado 55, 116, 117, 122

filtro 116, 121, 126

fluidos de perforación 38

flujo másico 13, 26, 27, 28, 31, 34, 36, 41, 44, 51, 52, 107, 108, 216, 217

flujo molar 27, 28, 31, 33, 35, 44, 51, 52, 67, 135, 142, 157, 166, 167, 169, 184, 210

Flujo volu"étrico 47

flujo volumétrico 8, 9, 26, 27, 33, 41, 47, 48, 51, 52, 61, 62, 107

Flujo volumétrico 7

fondos 95, 119, 238

formación 84, 147, 221, 222, 223

fracción másica 86, 100, 103, 104, 114, 125

Fracción molar 30, 49

G

gas 20, 21, 31, 41, 45, 47, 48, 49, 50, 51, 52, 53, 56, 57, 58, 61, 62, 63, 65, 67, 69, 71, 72, 73, 74, 78, 84, 85, 86, 87, 89, 104, 121, 128, 151, 163, 174, 177, 179, 180, 189, 209, 215, 218, 229, 238, 242

gases ideales 31, 48, 49, 50, 57, 58, 61, 62, 63, 67

gasificación 56, 58, 65, 66, 67

gasificador 56

gas natural 56, 63, 65

gelificación 122

grado de avance 136, 137, 142, 143, 144, 149, 150, 151, 157, 159, 160, 164, 165, 167, 168, 175, 176, 184, 193, 198, 199, 222, 225, 229

grados de libertad 93, 97, 99, 106, 107, 111, 113, 114, 117, 119, 123, 124, 125, 126, 149, 155, 159, 160, 163, 164, 175, 176, 187, 190, 224, 230, 238

H

helio 210
 hidrocarburos 156, 163, 174, 175, 180, 181, 216
 hidrógeno 42, 55, 60, 134, 135, 136, 138, 139, 142, 151, 157, 177, 189, 193, 238, 241
 hidróxido 146
 humedad 42, 55, 60, 134, 135, 136, 138, 139, 142, 151, 157, 177, 189, 193, 238, 241
 Humedad 82, 86, 88

I

impresión 105, 106
 incógnitas 2, 5, 97, 99, 101, 102, 106, 113, 114, 117, 167, 187, 190, 230
 industria agroalimentaria 38
 intercambiador de calor 24, 121, 214, 217, 226
 interna 11, 56, 67, 112, 121, 128, 203, 204, 208, 210, 211, 212, 216, 217, 239
 interpolación 211
 isobárico 207
 Isocórico 207
 Isopropóxido de titanio 171

J

jabones industriales 146

L

Ley de Amagat 50, 61, 67
 ley de Dalton 49
 Ley de Dalton 49, 61, 67, 86, 89, 103

M

manómetro 19
 Masa molecular media 31
 materiales lignocelulósicos 146
 metano 31, 55, 56, 108, 157, 163, 164, 174, 177, 179, 228, 232, 241
 metanol 87, 122, 157, 174, 177, 179, 181, 189, 190, 191, 192, 193, 198, 233, 238, 241
 mezclado 93, 94, 95, 98, 106, 122, 127, 240
 Molalidad 33, 36
 Molaridad 33, 34, 35, 36
 monóxido de carbono 93, 94, 95, 98, 106, 122, 127, 157, 163, 177, 223, 224, 240

N

naftaleno 175, 226, 227, 228
 Normalidad 33, 36

O

operaciones unitarias 13, 69, 93, 94, 105, 106, 109, 122, 123, 127, 207, 209
 oxidación 151, 156, 163, 164, 166, 174, 175, 178, 180, 181, 230
 oxidación catalítica selectiva 178
 oxidación parcial 156, 163, 164, 166
 oxidación selectiva 174, 180, 181
 óxido de etileno 151, 156, 166, 169, 178

P

panela 121, 128
 panelera 37, 43, 128
 pirólisis 57, 67, 172, 173, 175, 179, 180, 181

- porcentaje de humedad 36, 105, 108
 porcentaje molar 31, 50, 55, 78, 166
 Porcentaje molar 30
 potencia 7, 38, 203, 206, 214, 216
 potencial 37, 38, 43, 203, 212, 216
 presión 11, 13, 14, 15, 17, 18, 19, 20, 21, 22, 39, 40, 41, 42, 45, 46, 47, 48, 49, 50, 51, 52, 55, 58, 61, 62, 63, 64, 69, 70, 71, 72, 74, 77, 79, 80, 81, 82, 84, 85, 86, 87, 88, 102, 103, 121, 151, 152, 207, 208, 209, 210, 211, 212, 215, 216, 217, 218, 221, 222, 223, 232, 238
 Presión 6, 7, 17, 18, 20, 152
 Presión atmosférica 20
 presión manométrica 18, 19, 22, 40
 PROCESO 13
 proceso global 106, 123, 124, 126, 185, 189
 procesos termoquímicos 175
 producto 13, 19, 25, 27, 36, 49, 105, 106, 108, 147, 150, 151
 producto indeseado 159
 productos 11, 25, 29, 105, 150, 151
 productos agrícolas 105
 propiedades termodinámicas 148, 203, 208
 punto de rocío 81, 86, 102, 103
 puntos de mezcla 113
 punto triple 208
- R**
-
- reacción 2, 11, 12, 13, 27, 30, 91, 93, 94, 106, 123, 129, 131, 133, 134, 135, 136, 137, 140, 142, 143, 144, 145, 146, 147, 149, 150, 151, 152, 154, 155, 156, 157, 158, 159, 160, 163, 164, 167, 168, 174, 175, 176, 177, 178, 181, 183, 184, 185, 186, 187, 189, 190, 197, 203, 204, 205, 216, 219, 221, 222, 223, 224, 225, 229, 230, 231, 241, 242
 reacciones 11, 12, 52, 127, 144, 145, 146, 147, 148, 149, 150, 151, 155, 156, 157, 158, 159, 160, 162, 166, 167, 169, 171, 172, 174, 175, 176, 177, 178, 181, 184, 207, 223, 230, 241
 Reacciones 11
 reacciones múltiples 155, 157, 159
 reacciones químicas 127, 146, 149, 155, 156, 174, 207
 reactivo 134, 135, 136, 137, 138, 139, 140, 141, 142, 143, 144, 149, 150, 151, 156, 157, 158, 175, 183, 184, 185, 186, 187, 189, 193, 199, 222, 224, 226, 229, 230
 reactivo en exceso 136, 138, 144, 150, 151, 199
 reactivo limitante 150
 Reactivo limitante 134
 reactivo límite 135, 136, 137, 138, 139, 140, 141, 144, 149, 150, 158, 184, 187, 193, 199, 222, 224, 229, 230
 reactivos 11, 30, 134, 135, 136, 138, 144, 149, 150, 151, 155, 157, 177, 184, 197, 198, 221, 222, 229, 230, 231, 232
 reciclado 112, 126, 185, 186, 198, 200
 recirculación 111, 112, 116, 117, 118, 122, 123, 129, 181, 183, 184, 186, 188, 193, 195, 197, 198, 199, 241
 relación estequiométrica 133, 134, 139, 144
 rendimiento 39, 55, 147, 158, 160, 167, 175, 176, 177, 178
 Rendimiento 158, 168
 residuos 25, 29, 42, 55, 56, 58, 59, 60, 61, 64, 65, 66, 88, 109, 146, 153, 172, 174, 180
 residuos sólidos 58, 59, 60, 61, 64, 146, 172, 174

S

saturación 69, 70, 71, 72, 73, 74, 75, 76, 77, 78, 79, 80, 81, 82, 85, 86, 103, 107, 209, 213

saturación absoluta 77, 78, 79

saturación porcentual 73, 79, 86

Saturación porcentual 71

saturación relativa 73, 74, 77, 79, 82, 86

Saturación relativa 86

saturada 71, 72, 77, 86, 125

SCFH 47

secado 36, 58, 61, 67, 74, 83, 84, 85, 88, 89, 93, 95, 98, 102, 105, 106, 107, 109, 122

secador 84, 85, 95, 97, 102, 105, 108, 129

sedimentación 121

selectiva 163, 174, 178, 179, 180, 181

selectividad 158, 160, 161, 162, 175, 176, 177, 178

separación 56, 83, 85, 93, 95, 96, 100, 106, 122, 150, 184, 198

serie 40, 119, 123, 125, 155, 175

sistema cerrado 203, 204, 209, 211, 216

sistemas abiertos 206

Sistemas aislados 206

sobrecalentado 209, 210, 211, 213, 214

sobrecalentamiento 212, 213

sulfato 116, 117, 119, 134, 139

sulfato de hierro 139

T

tablas de vapor 209, 211, 217

Tablas de vapor 208

temperatura 11, 13, 14, 22, 23, 24, 25, 37, 39, 40, 41, 43, 45, 46, 47, 48, 49, 50, 51, 52, 55, 57, 58, 61, 62, 63, 64, 66, 69, 70, 71, 73, 74, 75, 76, 77, 79, 80, 81, 82, 84,

85, 86, 87, 88, 102, 103, 125, 145, 151, 152, 204, 207, 208, 209, 210, 211, 213, 215, 217, 218, 221, 222, 226, 227, 229, 230, 231, 232, 233, 238, 242

tensioactivo 149, 171, 172, 179

Tipos de procesos 207

tolueno 79, 80, 83, 85, 95, 107, 119, 120, 196, 198, 238

trabajo 37, 38, 39, 55, 56, 74, 84, 85, 105, 106, 121, 122, 126, 147, 148, 149, 171, 174, 175, 195, 196, 197, 204, 205, 206, 207, 208, 209, 210, 212, 214, 216

tratamientos de aguas 83, 106, 147

U

uchuva 105, 106

unidades 5, 6, 8, 9, 10, 11, 13, 14, 16, 17, 18, 23, 24, 25, 27, 28, 29, 36, 41, 48, 51, 61, 86, 105, 106, 107, 150

unidades múltiples 111, 121, 238

unidades simples 93, 105, 106, 107, 238

V

vapor 12, 57, 67, 69, 70, 71, 72, 73, 74, 75, 76, 77, 78, 79, 80, 82, 83, 84, 85, 86, 87, 88, 89, 96, 98, 100, 101, 102, 103, 105, 107, 175, 177, 198, 208, 209, 210, 211, 212, 213, 214, 215, 216, 217, 218, 238

vaporización 70, 85, 217, 223, 232

vapor sobrecalentado 209, 210, 211, 213

variables de proceso 13, 39, 44, 48, 127, 146

Velocidades de flujo 25

volumen específico 13, 14, 16, 17, 39, 208, 209, 210, 211

X

xileno 95, 119, 124, 162

