

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL QUÍMICO

**SIMULACIÓN DE LA ESTACIÓN
EVAPORADORA EN LA EMPRESA
IANSA, PLANTA LINARES, PARA LA
ADICIÓN DE UN NUEVO EFECTO**

Marcelo Romero Lobos

Profesor Guía:
Javier Silva Campino

2013

Agradecimientos

Agradezco a Dios por haberme puesto en el medio en donde nací y crecí, por darme a mi madre, que, gracias a su esfuerzo y dedicación pude cumplir el objetivo. Por tener a Paula Sandoval, quien me enseñó a tener metas y sueños, por contar con mis hermanos, de quienes aprendí a levantarme en los momentos difíciles.

También le doy gracias a Él, por haberme permitido llegar a una gran institución académica y que por medio de sus becas, pudiera mantenerme en los momentos de difícil situación económica. Por poder estudiar en la escuela de ingeniería química, en donde los profesores dan su apoyo y entregan un buen trato. Por poder contar con un gran profesor guía, de quien pude comprender lo que significa tener vocación.

Por permitirme tener una vida universitaria en donde conocí a una excelente persona como es Don Ramón Mancilla, quien me brindó apoyo y hospitalidad. Por conocer a mis compañeros, con quienes compartí momentos difíciles y estresantes, también buenos momentos, como el hecho de ver partidos de la U, de la cual casi todos éramos hinchas.

Por poder realizar mis prácticas y mi memoria en una gran empresa, como lo es IANSA, ocupando un lugar preponderante, su personal que me brindo, su ayuda y cooperación en la realización de este trabajo.

También le agradezco por haberme permitido tener a mis amigos con quienes aprendí a compartir, por conocer a dos excelentes personas como son Don Juan Salgado y su señora, “Margarita” Cerón quienes me enseñan día a día lo que es la humildad, espero poder aprender de ellos y seguir su ejemplo.

Por poder contar con Nicole Stuardo, que fue un pilar fundamental en esta etapa y espero que en el resto de mi vida.

Y por conocer a muchas personas quienes directa o indirectamente me han dado su apoyo y enseñanzas, para lograr ser en el futuro cada día mejor.

En el recuerdo, a mi abuelo, quien me enseñó que pesa más una pala que un lápiz.

Resumen

En el actual escenario nacional, donde se hace necesario general nuevas políticas de ahorro energético, algunas empresas nacionales están evaluando implementar diferentes alternativas dentro del proceso de producción. En el caso de la Planta IANSA Linares, se busca ahorrar consumo de combustible, para lo cual se ha previsto adicionar un nuevo efecto en la estación evaporadora.

Dicho efecto se podría aplicar directamente, pero en la práctica no hay seguridad que diera satisfacción al requerimiento deseado, por ello una herramienta eficaz y económica para el estudio del impacto en la planta, es el uso de un sistema de simulación computacional que permita analizar la inclusión de una estación evaporadora en la línea de producción.

Con los balances desarrollados e implementado en un simulador programado en VBA y utilizando la interfaz de “Userform” incorporada en Microsoft Excel, se simula la Planta IANSA Linares, con los datos extraídos de los informes de la empresa, correspondientes a la campaña 2012, se obtienen resultados que indican que el simulador se puede aceptar como válido.

Al implementar un nuevo efecto y hacer un arreglo en la configuración de la distribución de fluidos calefactores, se puede apreciar una caída de presión en el efecto implementado, el cual deberá trabajar a vacío, con todo esto se obtiene que el ahorro en vapor vivo es de un 6,7 %, con lo que se produciría un ahorro de combustible a calderas en la Planta IANSA Linares, al adicionarle un sexto efecto en la estación evaporadora.

Si se considera que el empleo de este efecto es favorable, se podría pensar en materializar su incorporación en la estación evaporadora. De hacerse efectivo, la Planta IANSA Linares, no incurriría en mayores gastos, ya que el nuevo evaporador sería trasladado de alguna de las dos Plantas IANSA ubicadas en Curicó y Rapaco, ya que éstas, han dejado de producir azúcar a partir de remolacha, debido al cambio en el uso del suelo agrícola cuya consecuencia es una disminución en el área plantada con remolacha.

CAPÍTULO I: ANTECEDENTES GENERALES.....	1
1.1 ANTECEDENTES DE LA EMPRESA.....	1
1.2 PROCESO AZUCARERO DE LA REMOLACHA.	1
1.3 ESTACIÓN EVAPORADORA.	5
1.3.1 ESTACIÓN EVAPORADORA MULTIEFECTO	6
1.3.2 ESTACIÓN EVAPORADORA MULTIEFECTO	8
1.4 ANTECEDENTES DEL PROBLEMA.....	8
CAPÍTULO II: BALANCES DE MASA, ENERGÍA Y CONSTRUCCIÓN DEL SIMULADOR	9
2.1 LENGUAJE AZUCARERO IANSA.	9
2.2 MÓDULOS DEL SIMULADOR.	11
2.2.1 EXTRACCIÓN 1.....	11
2.2.2 EXTRACCIÓN 2.....	17
2.2.3 AGUAS.....	22
2.2.4 DISOLUCIÓN DE AZÚCAR CRUDA.....	25
2.2.5 HORNO DE CAL.....	28
2.2.6 PURIFICACIÓN 1.....	31
2.2.7 PURIFICACIÓN 2.....	39
2.2.8 PRE-EVAPORADOR.....	44
2.2.9 ESTACIÓN EVAPORADORA.....	45
2.2.10 REFINERÍA.....	55
2.2.11 INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	67
2.2.12 RESÚMENES.....	69
2.2.13 MODIFICAR CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS.....	71
2.3 ESTRUCTURA DEL SIMULADOR.....	74
CAPÍTULO III: FUNCIONAMIENTO DEL SIMULADOR E IMPACTO DEL NUEVO EFECTO EN IANSA PLANTA LINARES.....	78
3.1 VALIDACIÓN DEL SIMULADOR.....	78
3.2 ANALISIS DE IMPACTO DEL SEXTO EFECTO.....	88
CAPÍTULO IV: CONCLUSIONES.....	95
BIBLIOGRAFÍA	96
ANEXOS	97
ANEXO A: FACTORES INFLUYENTES EN LA EVAPORACIÓN.....	97
ANEXO B: BASE DE DATOS SIMULADOR	98
ANEXO C: FLOWSHEET DE LA PLANTA	105

INDICE DE TABALAS

TABALAS

PÁGINA

2.1	COMPONENTES DE LAS CORRIENTES DE EXTRACCIÓN	12
2.2	GRADOS DE LIBERTAD MÓDULO EXTRACCIÓN 1.....	15
2.3	COMPONENTES DE LAS CORRIENTE DE EXTRACCIÓN 2	18
2.4	GRADOS DE LIBERTAD MÓDULO DE EXTRACCIÓN 2.....	19
2.5	GRADOS DE LIBERTAD MÓDULO AGUAS	24
2.6	COMPONENTES DE LAS CORRIENTE DISOLUCIÓN DE AZÚCAR CRUDA.....	25
2.7	GRADOS DE LIBERTAD MÓDULO DISOLUCIÓN	26
2.8	GRADOS DE LIBERTAD HORNO DE CAL	30
2.9	COMPONENTES DE LAS CORRIENTES DE PURIFICACIÓN 1.	33
2.10	GRADOS DE LIBERTAD PURIFICACIÓN 1.....	35
2.11	COMPONENTES DE LAS CORRIENTES DE PURIFICACIÓN 2	40
2.12	GRADOS DE LIBERTAD PURIFICACIÓN 2.....	41
2.13	COMPONENTES DE LAS CORRIENTES EN LA ESTACIÓN EVAPORADORA	48
2.14	GRADOS DE LIBERTAD ESTACIÓN EVAPORADORA	50
2.15	COMPONENTES DE LAS CORRIENTES DE REFINERÍA.....	59
2.16	GRADOS DE LIBERTAD REFINERÍA.....	61
2.17	VALORES DE VARIABLES J EN BMASA (72, 4)	74
2.18	VALORES DE L EN TJUGO(32, 4)	75
2.19	VALORES DE L EN PIDEQ(32, 2)	75
2.20	FLUIDOS CALEFACTORES EN IDEQ(32, 2).....	75
2.21	VALORES DE O EN EFECTO (8, 9).....	76
2.22	VALORES DE P EN EFECTO (8, 9)	76
3.1	VALORES PROMEDIO DE LAS CORRIENTES DURANTE CAMPAÑA 2012.....	78
3.2	DATOS BM A INGRESAR AL SIMULADOR EN MÓDULO “EXTRACCIÓN 1”	80
3.3	DATOS BE A INGRESAR AL SIMULADOR EN MÓDULO “EXTRACCIÓN 1”	80
3.4	DATOS A INGRESAR EN MÓDULO “EXTRACCIÓN 2”	81
3.5	DATOS A INGRESAR EN MÓDULO “DISOLUCIÓN”	82
3.6	REGISTRO INTERCAMBIADORES DE CALOR CAMPAÑA 2012.....	82
3.7	DATOS A INGRESAR EN MÓDULO “PRE-EVAPORADOR”	84
3.8	DATOS A INGRESAR EN MÓDULO “ESTACIÓN EVAPORADORA”	84
3.9	DATOS A INGRESAR EN MÓDULO “REFINERÍA”	84
3.10	RESUMEN “CONSUMO DE BRÜDENS”, EN TONELADAS	86
3.11	COMPARACIÓN DE DATOS REALES Y CALCULADOS T° DE BRÜDENS	86
3.12	COMPARACIÓN DE DATOS REALES Y CALCULADOS EN PRECALENTADORES.....	87
3.13	COMPARACIÓN DE DATOS REALES Y CALCULADOS.....	87

INDICE DE FIGURAS

FIGURAS

PÁGINA

1.1	DIAGRAMA PROCESO AZUCARERO DE LA REMOLACHA	2
1.2	REPRESENTACIÓN ESQUEMATIZADA DE UN EVAPORADOR.....	5
1.3	REPRESENTACIÓN ESQUEMATIZADA DE UNA ESTACIÓN EVAPORADORA DE TRES EFECTOS.	7
1.4	REPRESENTACIÓN ESQUEMATIZADA DE UNA ESTACIÓN EVAPORADORA DE TRES EFECTOS CON CONSUMIDORES INTERMEDIOS DE VAPOR GENERADO 1 Y 22.2	8
2.1	EXTRACCIÓN 1.	12
2.2	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BM EXTRACCIÓN 1	15
2.3	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BE EXTRACCIÓN 1	16
2.4	IMAGEN DE MÓDULO EXTRACCIÓN 1.	17
2.5	EXTRACCIÓN 2	17
2.6	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BM EXTRACCIÓN 2	20
2.7	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BE EXTRACCIÓN 2	21
2.8	IMAGEN DE MÓDULO EXTRACCIÓN 2	22
2.9	AGUAS	23
2.10	IMAGEN DE MÓDULO AGUAS	24
2.11	DISOLUCIÓN.....	25
2.12	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BM DISOLUCIÓN.	27
2.13	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BE DISOLUCIÓN	27
2.14	IMAGEN MÓDULO DISOLUCIÓN	28
2.15	HORNO DE CAL	29
2.16	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, HORNO DE CAL	30
2.17	IMAGEN DE MÓDULO HORNO DE CAL.....	31
2.18	Tk J. CRUDO FANGOSO Y 1ERA SATURACIÓN.....	32
2.19	DECANTADORES Y PKF.....	32
2.20	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BM PURIFICACIÓN.	36
2.21	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BE PURIFICACIÓN	37
2.22	IMAGEN DE MÓDULO PRINCIPAL PURIFICACIÓN 1	38
2.23	IMAGEN DEL SUB- MÓDULO DECANTADORES Y PKF.	38
2.24	2DA SATURACIÓN Y FILTROS 2DA	39
2.25	ABLANDADORES Y TORRE SULFITACIÓN	40
2.26	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BM PURIFICACIÓN 2	42
2.27	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BE PURIFICACIÓN	43
2.28	IMAGEN DE MÓDULO PRINCIPAL PURIFICACIÓN 2	44
2.29	IMAGEN DEL SUB- MÓDULO DECANTADORES Y PKF	44
2.30	IMAGEN DEL MÓDULO PRE-EVAPORADOR.....	45
2.31	ESTACIÓN EVAPORADORA	47
2.32	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, ESTACIÓN EVAPORADORA PARTE 1.	51
2.33	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, ESTACIÓN EVAPORADORA PARTE 2	52
2.34	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, ESTACIÓN EVAPORADORA PARTE 3	53
2.35	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, ESTACIÓN EVAPORADORA PARTE 4	54
2.36	IMAGEN DEL MÓDULO ESTACIÓN EVAPORADORA	55
2.37	FILTROS LICOR ESTÁNDAR.....	56
2.38	TACHOS COCEDORES A.	56
2.39	CRISTALIZACIÓN Y CENTRIFUGACIÓN A	57
2.40	CRISTALIZACIÓN Y CENTRIFUGACIÓN B	57
2.41	CRISTALIZACIÓN Y CENTRIFUGACIÓN C	58
2.42	CENTRÍFUGAS DE AFINACIÓN.	58
2.43	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BM REFINERÍA PARTE 1.....	61
2.44	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BM REFINERÍA PARTE 2.....	62
2.45	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BM REFINERÍA PARTE 3.....	63
2.46	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BE REFINERÍA PARTE 1.	63
2.47	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, BE REFINERÍA PARTE 2.....	64
2.48	SUB-MÓDULO PRINCIPAL 1, REFINERÍA A	65

2.49	SUB-MÓDULO PRINCIPAL 2, TACHOS COCEDORES A.....	65
2.50	SUB-MÓDULO PRINCIPAL 3, CENTRIFUGAS A.....	66
2.51	SUB-MÓDULO OPTATIVO 1, TACHOS Y CENTRIFUGAS B	66
2.52	SUB-MÓDULO OPTATIVO 2, TACHOS Y CENTRIFUGAS C Y AFINACIÓN	67
2.53	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, PRECALENTADORES	68
2.54	IMAGEN DE MÓDULO PRECALENTADORES PRE-EVAPORADOR	68
2.55	: ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, PRECALENTADORES	69
2.56	IMAGEN DE MÓDULO RESÚMENES DE PRECALENTADORES.....	70
2.57	IMAGEN DE MÓDULO RESUMEN ESTACIÓN EVAPORADORA	70
2.58	IMAGEN DE MÓDULO RESUMEN DE CONSUMO DE BRÜDENS	71
2.59	ESQUEMA DE RESOLUCIÓN, MODIFICAR CARACTERÍSTICAS DE EQUIPOS	72
2.60	IMAGEN DE MÓDULO MODIFICAR CARACTERÍSTICAS DE LOS EQUIPOS	72
2.61	IMAGEN DE MÓDULO MODIFICAR CARACTERÍSTICAS DE CENTRÍFUGAS A.....	73
2.62	IMAGEN DE MÓDULO MODIFICAR CARACTERÍSTICAS DE PRECALENTADORES	73
2.63	DIAGRAMA DE FLUJO DE UN MÓDULO GENERAL.....	74
2.64	DIAGRAMA DE FLUJO SIMULADOR.....	77
3.1	IMAGEN PAG.8 INFORME SEMANAL. SEMANA 21	79
3.2	IMAGEN MENSAJE DE ERROR, AL INGRESAR EN EL SIMULADOR $S > 100$	80
3.3	IMAGEN MENSAJE DE ERROR, PRECALENTADOR 1 SIN ELEGIR ESTADO	81
3.4	IMAGEN MENSAJE DE ERROR. SI EL USUARIO INTENTARA AVANZAR, SIN COMPLETAR EL MÓDULO DEBIDAMENTE, NO PUEDE CONTINUAR.	81
3.5	SELECCIÓN DE FLUIDO CALEFACTOR EN INTERCAMBIADORES DE JUGO CRUDO.....	83
3.6	MENSAJE DE ERROR AL SELECCIONAR MÁS DE 1 FC EN PRECALENTADOR 13.....	83
3.7	RESUMEN DE PRECALENTADORES, VALIDACIÓN	84
3.8	RESUMEN DE “ESTACIÓN EVAPORADORA”, VALIDACIÓN	85
3.9	RESUMEN DE “CONSUMOS DE BRÜDENS”, VALIDACIÓN.....	85

Capítulo I: Antecedentes Generales.

1.1 Antecedentes de la Empresa.

La Industria Azucarera Nacional Sociedad Anónima fue creada en 1953 por la CORFO. Poniendo en marcha en Los Ángeles la primera planta industrial. Su impacto económico y social en la zona fue tan profundo, activando zonas agrícolas deprimidas, fomentando el empleo de mano de obra agrícola. Todo ello motivó la ampliación del proyecto. Nuevas plantas se instalarían en el Lago Llanquihue (1958), Linares (1958), Chillán (1967), Rapaco (La Unión, 1970) y Curicó (1974).

Durante el Régimen Militar fue una de las empresas más cuestionadas, dado su carácter estatal y las fuertes pérdidas generadas a la fecha, y se consideró seriamente la posibilidad de cerrarla. En este contexto, entre 1980 y 1981 las plantas de Linares y Los Ángeles, fueron vendidas a CRAV (el principal importador y refinador nacional de azúcar de caña) y la de Rapaco, comprada por Indus. Producto de la crisis económica internacional de 1981, donde el precio del azúcar cayó considerablemente, quiebra CRAV, pasando sus plantas a manos del Banco del Estado, permaneciendo cerradas durante una temporada.

Luego de un estudio encargado por el gobierno de la época, se resolvió preparar la empresa para su futuro traspaso al capital privado. El proceso culminó en el año 1988, con la privatización de la empresa. Desde esa fecha hasta la actualidad, se ha ampliado, creando un holding e incursionado en otras áreas productivas además del azúcar.

1.2 Proceso azucarero de la remolacha.¹

El azúcar en Chile, se extrae exclusivamente de la remolacha azucarera a través de un proceso totalmente natural, en el que intervienen conjuntamente la física y la química. El proceso azucarero en general, queda ilustrado esquemáticamente en la figura 1.1, se compone principalmente de las siguientes etapas:

- Descarga, lavado y picado de la remolacha.
- Extracción de la sacarosa.
- Purificación del jugo.
- Evaporación del jugo.
- Cristalización del azúcar.
- Centrifugación y secado del azúcar.

¹ Antonio Awad F. Tecnología azucarera de la remolacha. IANSA.

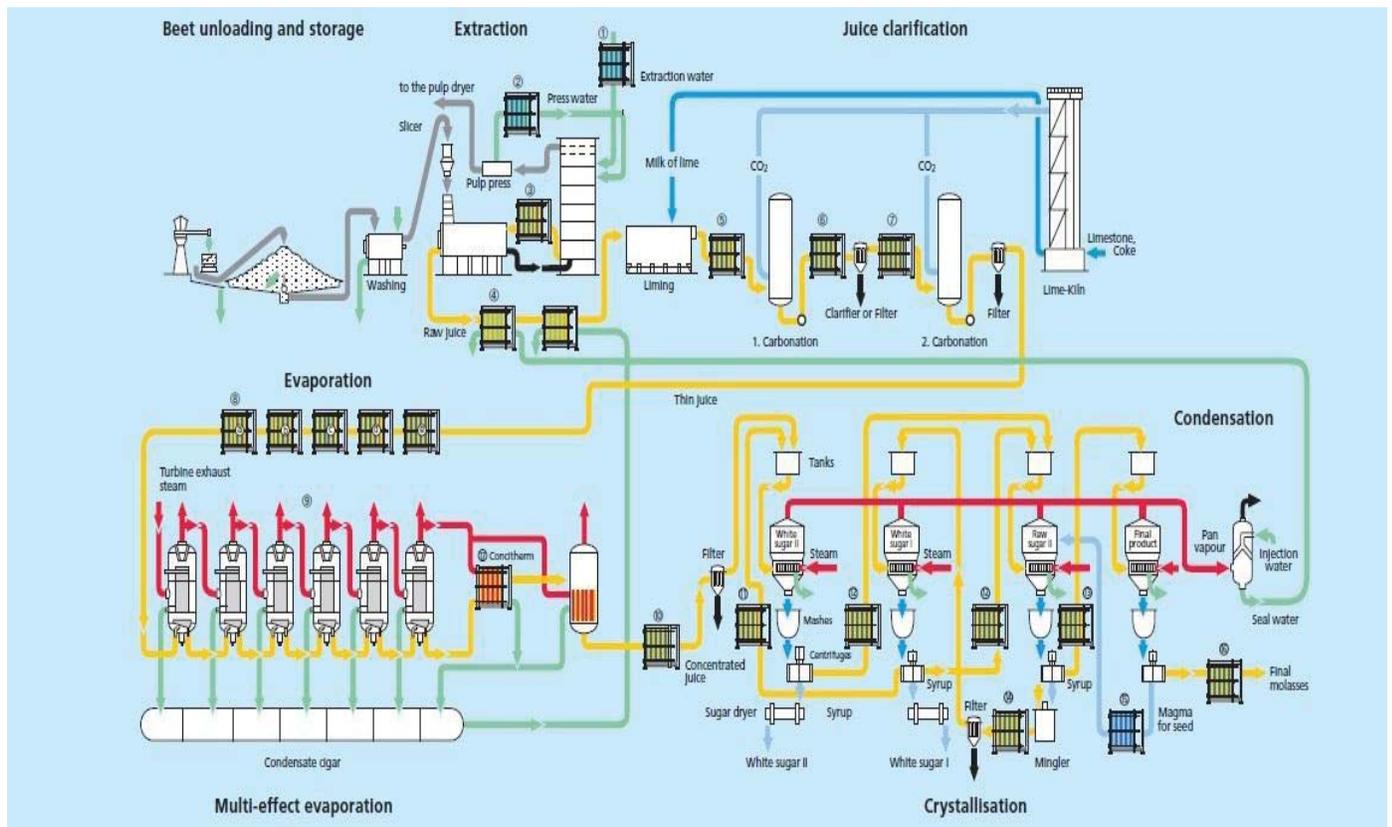


Figura 1.1: Diagrama Proceso azucarero de la remolacha².

Nota: El flowsheet de la planta y el detalle del mismo se adjunta en el Anexo C.

Descarga, lavado y picado de la remolacha: El procedimiento adoptado por la industria azucarera nacional, es el mismo utilizado mundialmente por las grandes corporaciones azucareras. Comienza con la llegada de las remolachas a la fábrica, descoronadas, es decir, cortadas las hojas. Se analizan pequeñas muestras tomadas del vehículo que las transporta, al entrar a la fábrica, para determinar su contenido de sacarosa. Las remolachas se descargan por medios hidráulicos en los silos, que son canales, con paredes de hormigón y con fondo en doble pendiente que confluyen en un canal, por el que circula agua que arrastra las remolachas cuando se descargan los silos. Los diferentes canales, conducen a la alimentación de las bombas que elevan la mezcla agua-remolachas hasta la parte superior de una instalación de lavado. Las remolachas lavadas se transportan al piso superior del edificio principal de proceso, cayendo a unas tolvas que alimentan a las máquinas cortadoras, que reducen las remolachas a porciones, denominadas “cosetas”.

Extracción de la sacarosa: Una vez que la remolacha ha sido convenientemente lavada y cortada en cosetas, se inicia el proceso propio de extracción de sacarosa contenida en la remolacha. Esto se realiza por difusión mediante la acción de agua en contra corriente con la masa de cosetas. La

² NA Sugar Application usa [on-line]. gea-phe; available from http://www.gea-phe.com/fileadmin/user_upload/documents/brochures/NA_Sugar_Application_usa.pdf, acceso 05 Diciembre 2012."

remolacha está constituida por infinidad de células provistas de una armadura celulósica que envuelve a una materia proteínica compleja (protoplasma) rodeada por una membrana (ectoplasma) impermeable a las sustancias disueltas. En el interior del protoplasma se encuentra una vacuola que contiene una solución de sacarosa.

El fenómeno de difusión consiste en un movimiento lento y regular de los componentes solubles que se encuentran en el interior de las células hacia el exterior, donde la concentración de sacarosa es menor. El líquido azucarado procedente de la difusión constituye el llamado jugo crudo. Para evitar en lo posible la pérdida de azúcar es necesario cuidar los procesos de recepción de la remolacha, lavado, corte y difusión.

Purificación del jugo: El fin de la purificación es el de eliminar del jugo azucarado que sale de la difusión, las sustancias no azucaradas que se encuentran disueltas, estas se encuentran en gran cantidad debido a que en la fase previa de la extracción no solo se extrae sacarosa, sino que también se extrae impurezas propias de la remolacha. El reactivo usado en esta fase es el hidróxido de calcio, bajo forma de lechada de cal, por sus características depuradoras y floculantes. A esta operación se le da el nombre de encalado y se realiza, generalmente, antes de la carbonatación o saturación, operación consistente en tratar el jugo con anhídrido carbónico.

La depuración se realiza, normalmente, en varias etapas y en la secuencia siguiente: pre-encalado, encalado, primera carbonatación (en donde el PH llega a 11), primera filtración, segunda carbonatación (en donde el PH llega a 9) y segunda filtración. Para conseguir, una mejora en el color del jugo, se realiza la operación de sulfitación, consistente en hacer pasar una corriente de anhídrido sulfuroso a través de la masa de jugo, así el anhídrido carbónico reacciona con el azúcar invertida formando compuestos incoloros.

Evaporación del jugo: El jugo claro obtenido después de las etapas de purificación y filtración tiene un contenido de materia seca del orden de 15 % (Jugo claro blando sulfitado). Para poder cristalizar la azúcar contenida en el jugo debe eliminarse agua hasta conseguir una solución sobre saturada. Por ello se produce una evaporación del agua hasta llegar a un valor de materia seca de unos 65% (Jugo denso) en un evaporador multietapa.

La estación evaporadora es de vital importancia para la economía térmica, ya que a ella llega el vapor de escape de turbina, y a la vez debe entregar vapores para calentar diferentes precalentadores (intercambiadores de calor) en las distintas etapas del proceso.

Usualmente se han utilizado evaporadores de cuádruple efecto. En ellos el vapor y el jugo van

en paralelo y en serie respectivamente. El primer cuerpo de la estación evaporadora recibe vapor de escape de la turbina más algo de vapor reducido de calderas, en él la temperatura del jugo y del vapor son las más altas, 120° a 130°C, disminuyendo hacia el último efecto, el cual se encuentra al vacío para evitar en parte, la destrucción térmica de la sacarosa. Normalmente se encuentra de 90° a 95°C.

El Jugo pasa de un cuerpo a otro por efecto de la diferencia de presión que se establece entre el primer efecto y el último, lo que concadena una diferencia de presión en cada etapa.

Por otra parte, se sabe que si se aumenta el número de efectos o etapas, se requiere menos cantidad de vapor vivo para producir la misma concentración en el jugo denso. Los efectos tienen un volumen aproximado de 4 m³, por lo que el tiempo de residencia del jugo en cada efecto es cercano a los 100 segundos.

En el último veintenio se han adoptado estaciones evaporadoras de 5 efectos, es el caso de la planta de Linares, en donde se adicionó un nuevo efecto en los años noventa, para obtener un ahorro en el vapor vivo suministrado a la estación evaporadora y por consiguiente un ahorro en el combustible utilizado en calderas.

Cristalización del azúcar: La finalidad del proceso de cristalización en la industria azucarera, es separar en forma cristalina el azúcar de los jugos o siropos que la contienen, por medio de la evaporación del agua, tratando de obtener un rendimiento lo más alto posible.

El producto obtenido al final del cocimiento se llama masa cocida y consiste en una mezcla de cristales de azúcar y un siropo madre. El siropo madre es agua remanente saturada de azúcar en la cual quedan disueltos los no azúcares. Luego se procede a centrifugar el producto con lo que se consigue separar el azúcar del licor estándar original, quedando el siropo remanente con una menor pureza debido a que quedan todos los no azúcares en él, con lo cual la relación no-azúcares/azúcar aumenta. Luego viene un proceso de refinación, en donde se obtienen los componentes que forman el licor estándar, que son el azúcar B, Azúcar C afinada, siropo Blanco A, para ser mezclados en la paila con el jugo denso proveniente de la estación evaporadora.

Luego del centrifugado, el azúcar se somete a un proceso de secado para ser almacenada en el silo, para su posterior distribución.

1.3 Estación Evaporadora.³

La evaporación, es una operación unitaria en la que se lleva a cabo el aumento de concentración de una solución, la que se denomina solvente, y uno o varios solutos sólidos disueltos en dicho solvente los cuales son prácticamente no volátiles a la temperatura de operación. Dicha temperatura es la temperatura de ebullición del solvente a la presión de operación, la que consigue separar el solvente de los solutos.

Esta separación se realiza por medio de la adición de calor a la solución, llevándolo a la temperatura de ebullición, de modo que el solvente se volatilice y los solutos permanezcan y así, aumente la concentración de los mismos en la solución.

La forma más usual, en la cual se adiciona calor a un sistema de evaporación, es la condensación de vapor de agua de un lado de alguna superficie de contacto, de modo que el calor de la condensación o latente, que es mucho mayor que el calor sensible, se transfiera por medio de la conducción a través de la pared y la convección en el seno del líquido.

En la Figura 1.2 se representa un evaporador de este tipo:

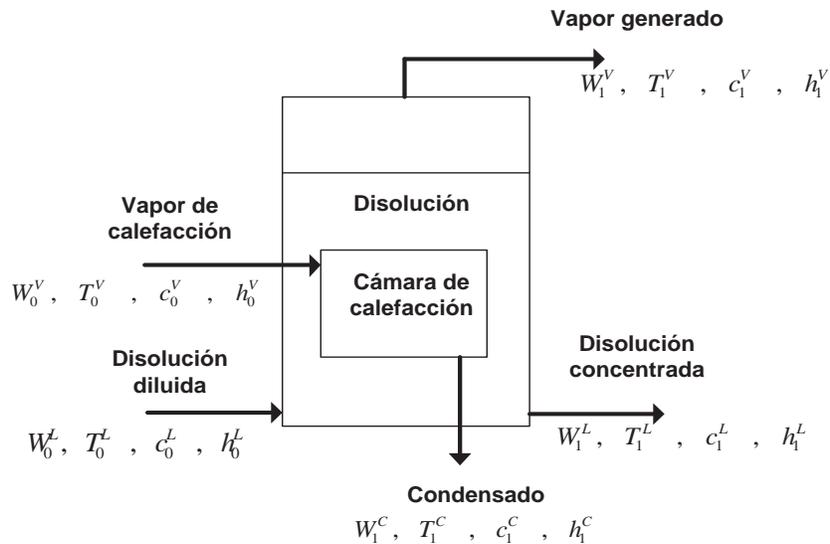


Figura 1.2: Representación esquematizada de un evaporador.

Los evaporadores utilizados en la empresa IANSA, son del tipo de evaporadores con calandria, como el que se muestra en la figura 1.3.1, los cuales consisten en un haz de tubos vertical corto, usualmente de no más de 6'0" de altura, colocado entre dos espejos que se remachan en las

³ Pedro J. Martínez de la Cuesta & Eloísa Rus Martínez. Operaciones de Separación en Ingeniería Química. Capítulo 5.

bridas del cuerpo del evaporador. El vapor fluye por fuera de los tubos en la calandria, y hay un gran paso circular de derrame en el centro del haz de tubos donde el líquido más frío recircula hacia la parte inferior de los tubos. El área de este derrame varía desde la mitad del área de los tubos hasta un área igual a ella.

Dónde:

W : Caudal de la corriente.

Subíndice 0 : Corriente entrante.

Subíndice 1 : Corriente saliente.

P : Presión.

T : Temperatura.

c : Concentración.

H : Entalpía corriente gaseosa por unidad de masa.

h : Entalpía corriente líquida por unidad de masa.

Superíndice V : Corriente de vapor.

Superíndice L : Corriente líquida.

1.3.1 Estación Evaporadora Multiefecto.

La evaporación puede llevarse a cabo en uno o varios evaporadores. Cuando se trabaja con flujos elevados y el coste del vapor es alto, se suele usar una cadena de evaporadores en la que el producto a concentrar pasa en serie de un evaporador a otro y el vapor producido en la evaporación en uno de ellos se utiliza para la calefacción del siguiente evaporador, que es lo que se conoce como sistema multiefecto. En el primer efecto, que puede consistir de uno o más evaporadores, en el cual entra vapor vivo, el que proviene de turbinas, produciendo vapor con una eficiencia de aproximadamente cien por ciento, esto se ve mermado por el cambio de concentración y por consiguiente un aumento en el punto de ebullición de la solución. En el siguiente efecto, se inyecta el vapor proveniente de la evaporación del efecto anterior y así sucesivamente, hasta que el vapor que se produce en el último efecto, es utilizado, ya sea para precalentar los fluidos que ingresarán a los evaporadores, o se dirige a un equipo de vacío, el cual puede ser un condensador o una bomba de vacío.

En los flujos paralelos, si el licor de alimentación está a mayor temperatura que la temperatura de saturación del primer efecto, tendrá lugar automáticamente una evaporación flash. Puesto que el vacío se mantiene usualmente en el último efecto, el licor fluye por sí mismo de efecto a efecto, y sólo

se requiere una bomba al final de la batería. Similarmente, puesto que la temperatura de saturación de la solución en ebullición en cada efecto es menor que la temperatura del efecto precedente, siempre hay una evaporación flash. En un evaporador, la película de ebullición es la resistencia controlante y el valor numérico del coeficiente total de transferencia de calor, disminuye con la concentración debido a que la viscosidad aumenta. En la alimentación con flujos paralelos, el licor concentrado se encuentra en el último efecto y obviamente, ese efecto tiene el menor coeficiente total, ya que el líquido está más concentrado y al mismo tiempo más frío incluyendo además un aumento en el punto de ebullición.

Cuando se emplean flujos a contracorriente, se evita el tener los licores más concentrados en el último efecto. Aquí el licor diluido entra en el efecto último y más frío, y sale concentrado en el primer evaporador que está a más alta temperatura. En este arreglo el licor debe calentarse en cada efecto, como sucede con la alimentación en paralelo, teniéndose también evaporaciones flash. Sin embargo, el alimento debe bombearse de efecto a efecto, lo que significa que aumenten las probabilidades de fugas o entradas de aire, debido a la adición de bombas y bridas, aumentando también el mantenimiento y el costo por potencia.

Las relaciones de temperatura en los flujos en paralelo como el que actualmente se ocupa en la empresa IANSA, usualmente contrarrestan en parte estas desventajas, puesto que el sistema está en paralelo y la economía del vapor es mayor en estas condiciones.

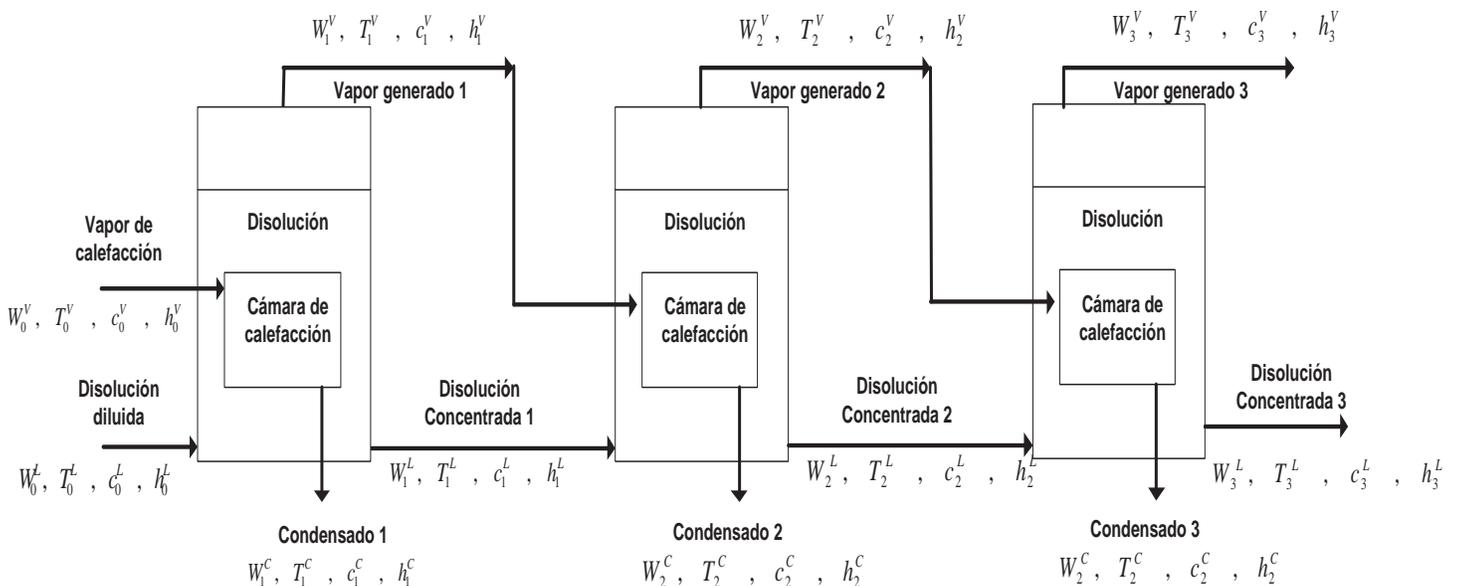


Figura 1.3: Representación esquematizada de una estación evaporadora de tres efectos.

1.3.2 Estación Evaporadora Multiefecto con Consumidores Intermedios.

Esta configuración es de vital importancia para la economía térmica en una Planta, ya que a la estación evaporadora llega el vapor de escape de turbina y de caldera, y a la vez entrega vapores o vahos para calentar diferentes intercambiadores de calor, en las distintas etapas del proceso, los cuales necesitan vapores con distintas calidades. Por ejemplo en la Planta IANSA Linares, los precalentadores que están entre el pre-evaporador y el primer efecto, necesitan calentar el jugo de 110°C hasta 130°C, para esto se utiliza vapores generados en los primeros efectos.

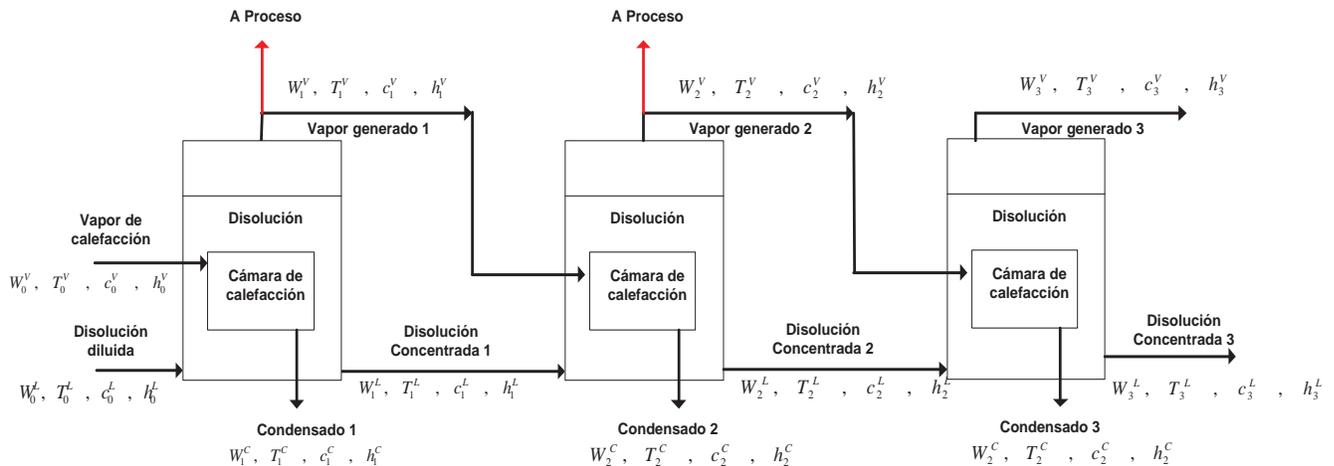


Figura 1.4: Representación esquematizada de una estación evaporadora de tres efectos con consumidores intermedios de vapor generado 1 y 2.

1.4 Antecedentes del problema.

En la producción de azúcar a partir de remolacha, la sacarosa está muy diluida en los jugos. Para concentrarla es necesario evaporar gran cantidad de agua, para dejar el jugo casi saturado. Esto, en IANSA, Planta Linares, se lleva a cabo en una estación evaporadora de 5 efectos, cuya función es de vital importancia para la economía térmica, ya que a ella llega el vapor de escape de turbina y de caldera, y a la vez entrega vapores o vahos para calentar diferentes precalentadores en las distintas etapas del proceso.

El vapor de caldera utilizado hasta la fecha representa un problema económico que se pretende minimizar, ya que se debería trabajar sólo con vapor de escape de turbinas, para producir un ahorro en el combustible utilizado. Para lograr lo anterior se quiere adicionar un sexto efecto en la estación evaporadora.

La adición de más efectos, puede mejorar el rendimiento del vapor vivo alimentado, pero es

necesario un estudio del impacto que este otro efecto tendría en la planta. Por ejemplo se debe estudiar un posible efecto negativo en la caída de presión debido a la adición de este nuevo efecto, por tal motivo se necesita realizar los balances necesarios y simular el comportamiento de la estación evaporadora de IANSA, planta Linares, para prever su funcionamiento, con la nueva configuración de vapores.

Para construir el simulador, es necesario analizar el proceso de la obtención de azúcar a partir de remolacha, realizar los balances de masa y energía, conocer los equipos que consumen vapor, tales como los intercambiadores de calor, los efectos existentes y los cristalizadores entre otros.

Capítulo II: Balances de masa, energía y Construcción del Simulador.

2.1 Lenguaje azucarero IANSA⁴

El desarrollo de este tema tiene como finalidad dar a conocer la terminología azucarera que ha tratado, con éxito relativo, de imponer el Instituto Azucarero de Berlín. Para que se entienda claramente lo que significa cada uno de los parámetros manejados, a continuación se indican los símbolos o términos y su significado, de uso más frecuente en la empresa IANSA. Se trató de buscar los más universales en los diferentes idiomas.

Masas:

A: Masa del agua

S: Masa de la sacarosa

R: Masa de la materia seca

N: Masa de los no-azúcares

T: Masa total de un producto

Concentraciones: Para definir las concentraciones o contenidos se usan letras minúsculas.

Dónde:

$\frac{A}{T}$ = “*a*” fracción de agua.

$\frac{S}{T}$ = “*s*” fracción de sacarosa (Pol).

⁴ Antonio Awad F. Tecnología azucarera de la remolacha. IANSA.

$\frac{R}{T}$ = “r” fracción de materia seca (BX o M.S).

$\frac{N}{T}$ = “n” fracción de los no-azúcares.

$\frac{S}{R}$ = p (pureza), fracción de sacarosa en la materia seca (Q).

Balances: Para una mayor claridad de los balances y de la simbología descrita anteriormente, se define a continuación los balances globales de cualquier producto azucarero.

Producto = azúcar + no-azúcar + agua

$$T = S + N + A \quad (2.1)$$

S, N y A son los principales componentes de cualquier jugo o producto azucarero. Las interrelaciones entre ellos son:

$$S + N = R \quad (2.2)$$

$$R - S = N \quad (2.3)$$

$$\frac{S}{R} = p \quad (2.4)$$

Si se divide la ecuación (2.3.1) por T

$$\frac{T}{T} = \frac{S}{T} + \frac{N}{T} + \frac{A}{T} \quad (2.5)$$

$$1 = s + n + a \quad (2.6)$$

$$1 = r + a \quad (2.7)$$

Dónde:

$s + n = r$: Contenido materia seca.

$r - s = n$: Contenido de no-azúcares.

$\frac{s}{r} = p$: Pureza.

$$s = 1 - n - a \quad (2.8)$$

$$r = 1 - a \quad (2.9)$$

Como se ve p, pureza, es independiente de la concentración ya que es la relación entre la

sacarosa presente en el producto azucarero y su materia seca o r.

En cambio r, a, y como consecuencia n, son dependientes de la concentración. Normalmente se expresan estos valores porcentualmente.

Ejemplo: Jugo claro: $s = 14,06 \%$; $r = 15,04 \%$.

2.2 Módulos del simulador.

El simulador se basa en módulos de simulación independientes que siguen aproximadamente la misma filosofía que las operaciones unitarias, es decir, cada equipo: bomba, válvula, intercambiadores, entre otros; son modelados a través de balances específicos para los mismos y además, el sentido de la información coincide con el “flujo físico” en la planta. Con esto se tiene como ventaja, el hecho que cada sistema de ecuaciones es resuelto con una metodología que resulta adecuada para el mismo, ya que es posible analizar bajo todas las circunstancias posibles, el comportamiento del método de resolución propuesto, esto es sistemas ideales, no ideales, entre otras.

2.2.1 Extracción 1

Este módulo está compuesto por la torre de difusión 1 y el macerador 1. Y aquí se ingresan los datos del corte de remolacha por hora, las propiedades de la remolacha que se procesa, la temperatura a la cual se desea que ingrese el agua de extracción, la cantidad de coseta que procesará la torre 1, el tiempo de residencia de la coseta en la torre 1.

En la torre se lleva a cabo el proceso de difusión, en el cual la remolacha entrega al agua, ingresada en contracorriente, casi toda la sacarosa que contiene, debido al gradiente de concentraciones, ya que el agua de extracción no posee sacarosa.

La remolacha proveniente del silo, se transporta mediante un cinta a la cortadora, luego la coseta que abandona éste equipo, ingresa al macerador, aquí se produce un intercambio de calor, entre la coseta y el jugo proveniente desde la torre de difusión, así el jugo entre gran parte de su energía y abandona el macerador para ir a la etapa de purificación.

2.2.1.1 Balances de masa y energía.

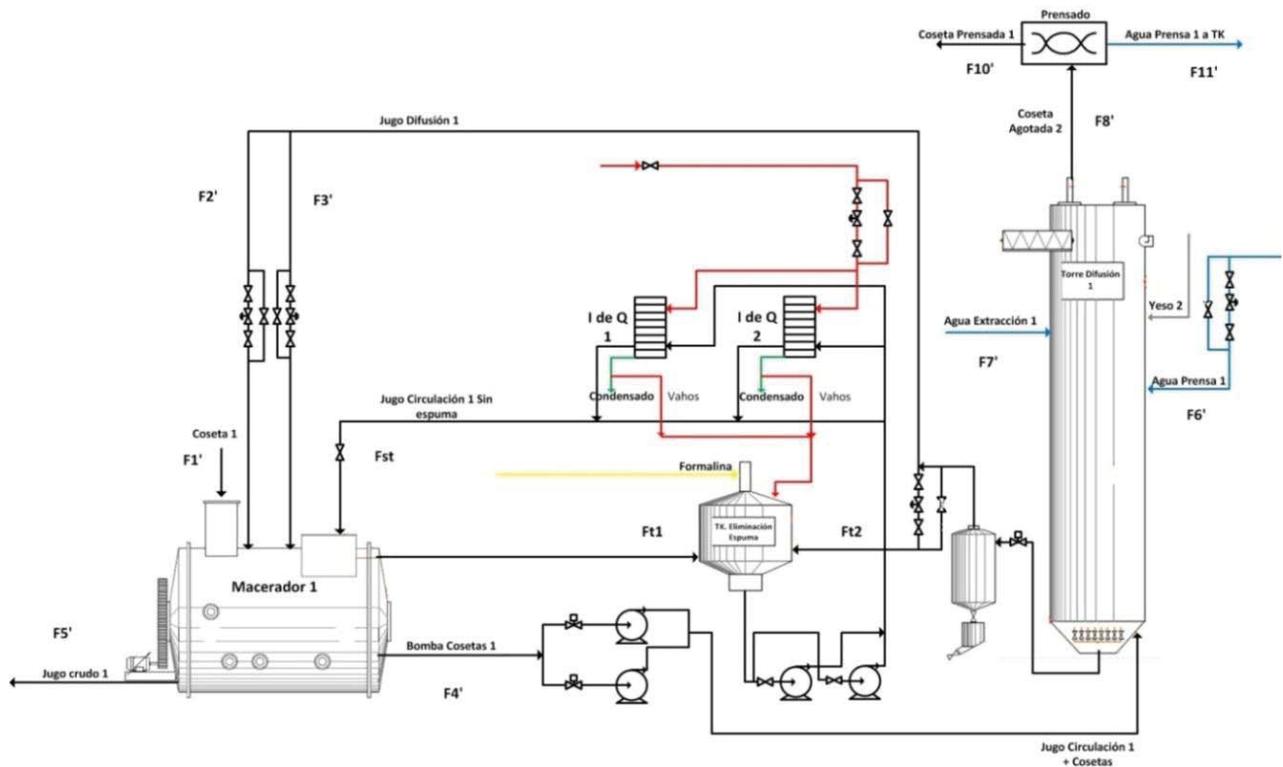


Figura 2.1: Extracción 1.

Tabla 2.1: componentes de las corrientes de extracción

	A	S	N
F1'	X	X	X
F2'	X	X	X
F3'	X	X	X
F4'	X	X	X
F5'	X	X	X
Ft1	X	X	X
Ft2	X	X	X
Fst	X	X	X
F6'	X	X	X
F7'	X	--	--
F8'	X	X	X
F9'	X	--	X
F10'	X	X	X
F11'	X	X	X

BALANCE DE MASA:

Balance de Masa General (BMG):

$$F1' + F6' + F7' + F9' = F11' + F10' + F5' \quad (2.10)$$

Balance de Masa al Agua (BMA):

$$a1 \cdot F1' + a6 \cdot F6' + F7' = a11 \cdot F11' + a10 \cdot F10' + a5 \cdot F5' \quad (2.11)$$

Balance de Masa a la sacarosa (BMS):

$$s1 \cdot F1' + s6 \cdot F6' = s11 \cdot F11' + s10 \cdot F10' + s5 \cdot F5' \quad (2.12)$$

Macerador 1:

$$\text{BMG: } F1'+F2'+F3'+Fst = F4'+F5'+Ft1 \quad (2.13)$$

$$\text{BMA: } a1 \cdot F1'+a2 \cdot F2'+a3 \cdot F3'+ast \cdot Fst = a4 \cdot F4'+a5 \cdot F5'+at1 \cdot Ft1 \quad (2.14)$$

$$\text{BMS: } s1 \cdot F1'+s2 \cdot F2'+s3 \cdot F3'+sst \cdot Fst = s4 \cdot F4'+s5 \cdot F5'+st1 \cdot Ft1 \quad (2.15)$$

Prensas:

$$\text{BMG: } F8' = F10'+F11' \quad (2.16)$$

$$\text{BMA: } a8 \cdot F8' = a10 \cdot F10'+a11 \cdot F11' \quad (2.17)$$

$$\text{BMS: } s8 \cdot F8' = s10 \cdot F10'+s11 \cdot F11' \quad (2.18)$$

Torre difusión 1:

$$\text{BMG: } F4'+F6'+F7'+F9' = F8'+F3'+F2'+Ft2 \quad (2.19)$$

$$\text{BMA: } a4 \cdot F4'+a6 \cdot F6'+F7' = a8 \cdot F8'+a3 \cdot F3'+a2 \cdot F2'+at2 \cdot Ft2 \quad (2.20)$$

$$\text{BMS: } s4 \cdot F4'+s6 \cdot F6' = s8 \cdot F8'+s3 \cdot F3'+s2 \cdot F2'+st2 \cdot Ft2 \quad (2.21)$$

Relaciones:

- La formalina se adiciona en el macerador, para bajar el nivel de microorganismos que contiene el jugo, cuando superan el máximo establecido. El flujo de formalina se desprecia, ya que es bajo (100 [L]) y no es adicionado continuamente.
- Flujo de coseta agotada en función del orujo de la remolacha⁵. El orujo contenido en la remolacha, es el mismo que abandona la torre de difusión como coseta agotada, se puede obtener la cantidad con la siguiente relación, obtenida desde “Sugar Technology Beet and Cane Sugar Manufacture”:

$$F10' = \frac{\text{Orujo} \cdot 100}{(1 - a10) \cdot 100 - s10 \cdot 100 \cdot \frac{100}{70}} \quad (2.22)$$

- Perdida de sacarosa en extracción, se obtiene con la ecuación de Silin⁶, quien estableció una teoría simplificada para aparatos de extracción a contracorriente, supuso que la concentración en el interior de la coseta disminuye linealmente desde el centro hasta su superficie; Silin utilizo la ley de Fick y cálculos análogos para intercambiadores de calor, para llegar a la siguiente formula:

$$\gamma = A \cdot V \cdot l \cdot t \quad (2.23)$$

Dónde:

γ : Es un término que depende del tiraje y las pérdidas en coseta prensada %SR.

A: Coeficiente de aparato de difusión

V: Parámetro que expresa la relación entre coeficiente de difusión, temperatura absoluta, pH y la viscosidad de agua a esa temperatura

L: Largo de 100 g de coseta, N° de Silin

t: Tiempo de residencia de las cosetas en el difusor.

⁵ P.W Van der Poel .Sugar Technology- Beet and Cane Sugar Manufacture. Capitulo 25,2.

⁶ Silin, P. M. Technology of Beet-Sugar Production and refining.1964.

BALANCE DE ENERGÍA:

Torre difusión 1:

$$F4 \cdot cp_4 \cdot (T_4 - T_{ref}) + F6 \cdot cp_6 \cdot (T_6 - T_{ref}) + F7 \cdot cp_7 \cdot (T_7 - T_{ref}) = F10 \cdot cp_{10} \cdot (T_{10} - T_{ref}) + F_{2\&3} \cdot cp_{2\&3} \cdot (T_{2\&3} - T_{ref}) \quad (2.24)$$

Macerador 1:

$$F1 \cdot cp_1 \cdot (T_m - T_1) + F2 \cdot cp_2 \cdot (T_m - T_2) + F3 \cdot cp_3 \cdot (T_m - T_3) + F_{st} \cdot cp_{st} \cdot (T_m - T_{st}) = F5 \cdot cp_5 \cdot (T_m - T_5) + F4 \cdot cp_4 \cdot (T_m - T_4) + F_{t1} \cdot cp_{t1} \cdot (T_m - T_{t1}) \quad (2.25)$$

Donde T_m es la temperatura del macerador (interface líquida), la cual se logra gracias al sello que se forma entre el jugo y la coseta. La manera en la que funciona el macerador, permite formar una capa divisoria entre la coseta que entra a éste, (interface sólida) y el jugo que circula por la parte inferior (interface líquida). La capa funciona como una película que opone resistencia al intercambio de calor entre ambas fases y se le llama sello del macerador.

Prensas:

$$F8 \cdot cp_8 \cdot (T_8 - T_{ref}) = F11 \cdot cp_{11} \cdot (T_{11} - T_{ref}) + F10 \cdot cp_{10} \cdot (T_{10} - T_{ref}) \quad (2.26)$$

Se supone que la corriente $F10'$ y $F11'$ tienen la misma temperatura, además temperatura de $F6' = F11'$

Intercambiador de calor 1 (I. de Q. 1):

$$FC_1 \cdot h_1 = U_1 \cdot A_1 \cdot LMTD_1 \quad (2.27)$$

I. de Q. 2:

$$FC_2 \cdot h_2 = U_2 \cdot A_2 \cdot LMTD_2 \quad (2.28)$$

Dónde:

FC_i : es el fluido calefactor del precalentador

h_i : es la entalpía de dicho fluido, si es Brüden, será λ_c y si es corriente líquida $Cp_i \cdot \Delta T_i$

$LMTD_i$: es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas, y está dada por:

$$LMTD_i = \frac{(T_{in1} - T_{in2}) - (T_{out1} - T_{out2})}{\text{Log} \left(\frac{T_{in1} - T_{in2}}{T_{out1} - T_{out2}} \right)}$$

2.2.1.2 Algoritmo de resolución.

El algoritmo busca la resolución de los sistemas de ecuaciones que se generan al resolver los balances de materia y energía, para ello se realiza un análisis de los grados de libertad.

Tabla 2.2: grados de libertad módulo extracción 1.

Ecuaciones	19
Variables desconocidas	34
GL	15

Por lo tanto es necesario que el usuario ingrese 15 datos, los cuales son 10 para BM: Corte, s_1 , r_1 , N° Silin, % Orujo, % Coseta, tiempo de residencia, Tiraje, s_{10} y r_{10} ; para BE son 5: T_1' , T_m' , T_6' , T_7' y $T_{p1,2}$. Todos estos datos, son entregados por los informes de laboratorio de empresa IANSA Planta Linares.

Los diagramas indican en forma general, el modo en que se resolvieron los sistemas de ecuaciones y muestran en rojo las incógnitas despejadas.

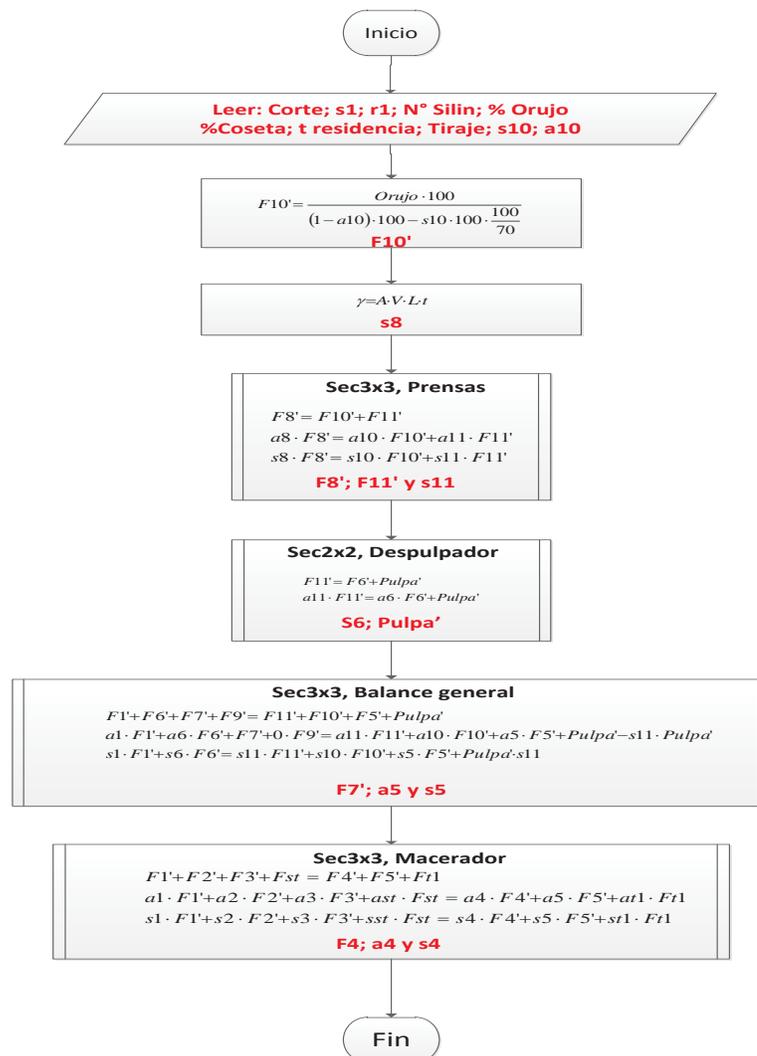


Figura 2.2: Esquema de resolución, BM extracción 1.

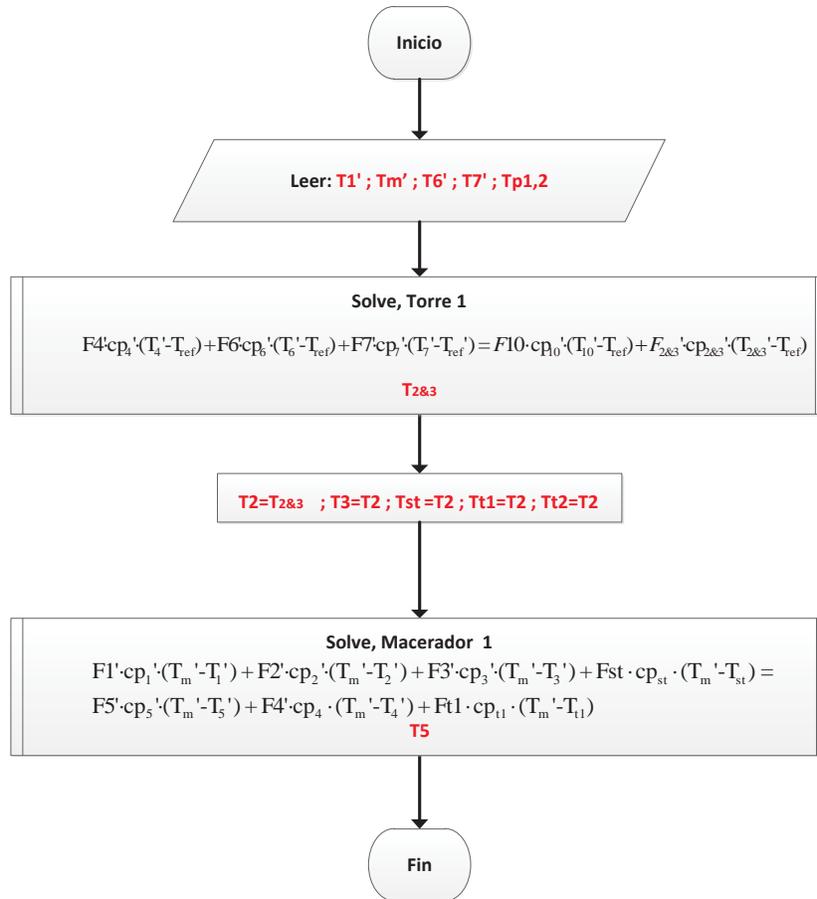


Figura 2.3: Esquema de resolución, BE extracción 1

Los resultados obtenidos de las corrientes de extracción 1, se guardan en la matriz, Jcex(i, j) que es similar a Bmasa(i, j).

2.2.1.3 Interfaz del módulo de extracción 1.

La interfaz con la que cuenta el primer módulo en donde se ingresan al simulador los datos, se muestra en la figura 2.4. Las casillas blancas es el lugar en el cual el usuario debe ingresar los valores de las variables y las casillas negras muestran los valores calculados en el simulador. Además cuenta con la opción guardar, la que al ser seleccionada cumple la función de indicar al simulador que guarde los valores ingresados y calculados en la hoja “Resumen de Datos” de Excel. También se tiene la casilla negra grados de libertad, en la que se informa si el proceso ha sido bien o mal realizado. Y se puede seleccionar el estado de los intercambiadores de calor que es “On” u “Off” que significa que estarán en funcionamiento o fuera de servicio respectivamente.

Extracción 1

Cerrar

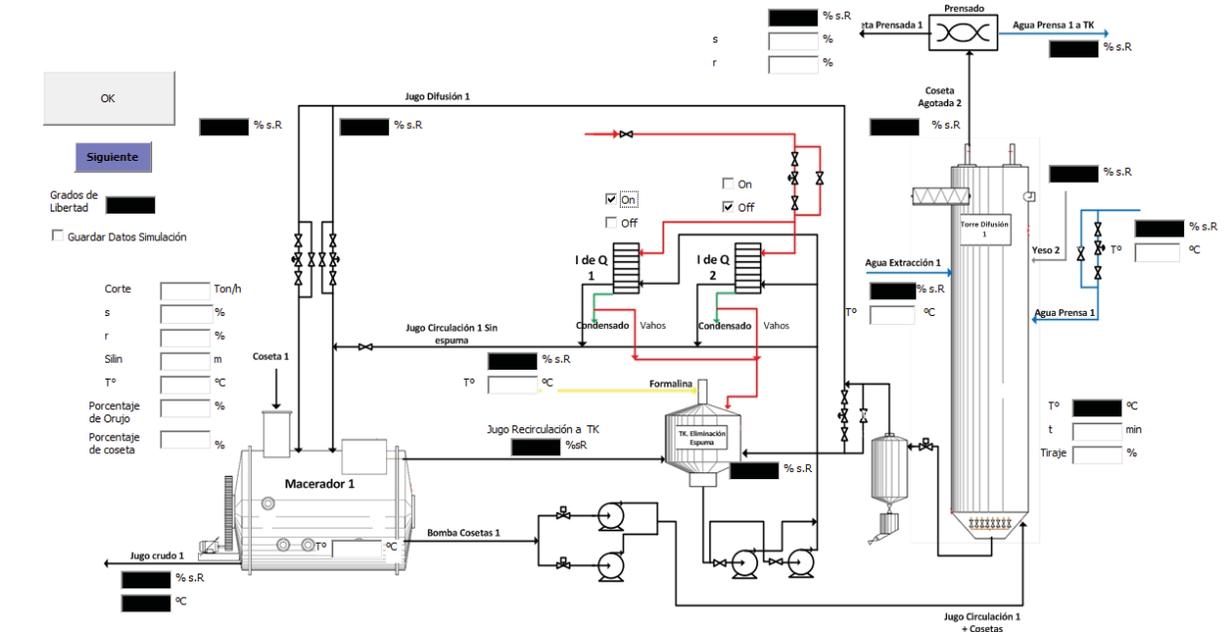


Figura 2.4: Imagen de módulo extracción 1.

2.2.2 Extracción 2.

Este módulo está compuesto por la torre de difusión 2, el macerador 2 e intercambiadores de calor 6^a y 7B.

De manera análoga a la primera torre de difusión, se extrae la mayor parte de la sacarosa de la coseta en esta torre. Trabaja en paralelo con la torre 1, al igual que el macerador 2 con el 1.

2.2.2.1 Balances de masa y energía.

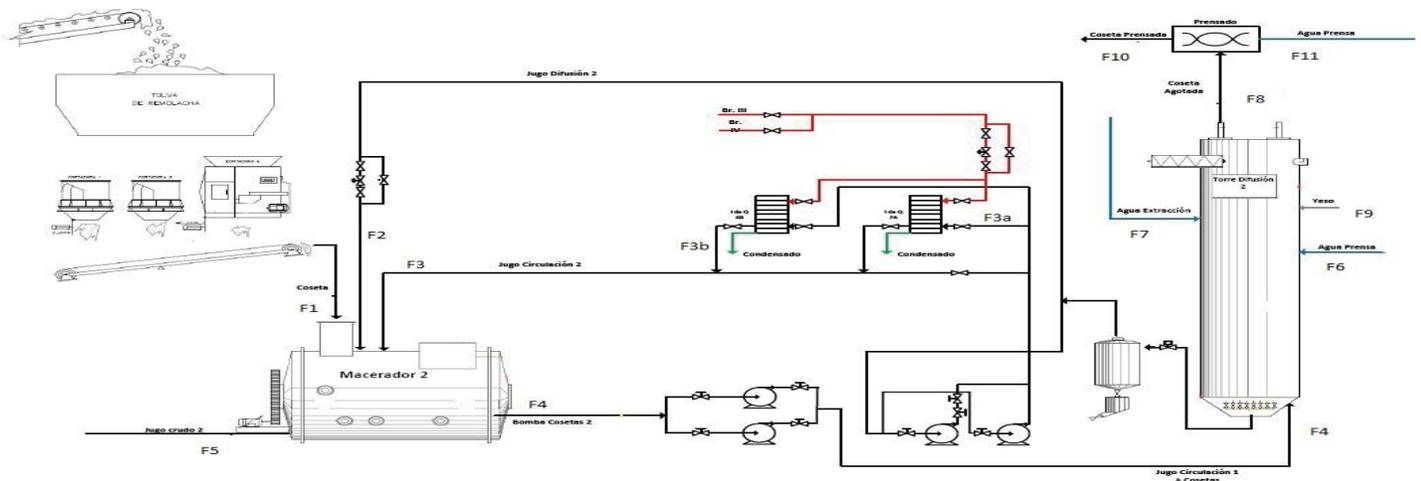


Figura 2.5: Extracción 2.

Tabla2.3: componentes de las corriente de extracción 2

	A	S	N
F1	X	X	X
F2	X	X	X
F3	X	X	X
F4	X	X	X
F5	X	X	X
F6	X	X	X
F7	X	--	--
F8	X	X	X
F9	X	--	X
F10	X	X	X
F11	X	X	X

Balance Global:

$$\text{BMG: } F1 + F7 + F9 = F10 + F5 \quad (2.29)$$

$$\text{BMA: } a1 \cdot F1 + a7 \cdot F7 + a9 \cdot F9 = a10 \cdot F10 + a5 \cdot F5 \quad (2.30)$$

$$\text{BMS: } s1 \cdot F1 + s7 \cdot F7 = s10 \cdot F10 + s5 \cdot F5 \quad (2.31)$$

Macerador 2:

$$\text{BMG: } F1 + F2 + F3 = F4 + F5 \quad (2.32)$$

$$\text{BMA: } a1 \cdot F1 + a2 \cdot F2 + a3 \cdot F3 = a4 \cdot F4 + a5 \cdot F5 \quad (2.33)$$

$$\text{BMS: } s1 \cdot F1 + s2 \cdot F2 + s3 \cdot F3 = s4 \cdot F4 + s5 \cdot F5 \quad (2.34)$$

Prensas 2:

$$\text{BMG: } F8 = F10 + F11 \quad (2.35)$$

$$\text{BMA: } a8 \cdot F8 = a10 \cdot F10 + a11 \cdot F11 \quad (2.36)$$

$$\text{BMS: } s8 \cdot F8 = s10 \cdot F10 + s11 \cdot F11 \quad (2.37)$$

Torre difusión 2:

$$\text{BMG: } F4 + F6 + F7 + F9 = F8 + F3 + F2 \quad (2.38)$$

$$\text{BMA: } a4 \cdot F4 + a6 \cdot F6 + a7 \cdot F7 + a9 \cdot F9 = a8 \cdot F8 + a3 \cdot F3 + a2 \cdot F2 \quad (2.39)$$

$$\text{BMS: } s4 \cdot F4 + s6 \cdot F6 = s8 \cdot F8 + s3 \cdot F3 + s2 \cdot F2 \quad (2.40)$$

Relaciones:

- Flujo de Coseta Agotada en función del orujo de la remolacha⁷, de igual manera a lo mencionado en capítulo **2.2.1.1**.

$$F10' = \frac{\text{Orujo} \cdot 100}{(1 - a10) \cdot 100 - s10 \cdot 100 \cdot \frac{100}{70}} \quad (2.41)$$

- Ecuación de Silin⁸, la cual indica las pérdidas de sacarosa en la torre de difusión:

$$\gamma = A \cdot V \cdot l \cdot t \quad (2.42)$$

Dónde:

γ : Es un término que depende del tiraje y las perdidas en coseta prensada %SR.

A: Coeficiente de aparato de difusión

V: Parámetro que expresa la relación entre coeficiente de difusión, temperatura absoluta, pH y la viscosidad de agua a esa temperatura
L: Largo de 100 g de coqueta, N° de Silin
t: Tiempo de residencia de las coquetas en el difusor.

BALANCE DE ENERGÍA:

Torre difusión 2:

$$F4 \cdot cp_4 \cdot (T_4 - T_{ref}) + F6 \cdot cp_6 \cdot (T_6 - T_{ref}) + F7 \cdot cp_7 \cdot (T_7 - T_{ref}) = F10 \cdot cp_{10} \cdot (T_{10} - T_{ref}) + F_{2\&3} \cdot cp_{2\&3} \cdot (T_{2\&3} - T_{ref}) \quad (2.43)$$

Macerador 2:

$$F1 \cdot cp_1 \cdot (T_m - T_1) + F2 \cdot cp_2 \cdot (T_m - T_2) + F3 \cdot cp_3 \cdot (T_m - T_3) = F5 \cdot cp_5 \cdot (T_m - T_5) + F4 \cdot cp_4 \cdot (T_m - T_4) \quad (2.44)$$

Donde T_m es la temperatura del macerador 2 (interface líquida), la cual se logra gracias al sello que se forma entre el jugo y la coqueta. La manera en la que funciona el macerador, forma una capa divisoria entre la coqueta que entra a este (interface solida) y el jugo que circula por la parte inferior (interface líquida). La capa funciona como una película que opone resistencia al intercambio de calor entre ambas fases y se le llama sello del macerador.

Prensas:

$$F8 \cdot cp_8 \cdot (T_8 - T_{ref}) = F11 \cdot cp_{11} \cdot (T_{11} - T_{ref}) + F10 \cdot cp_{10} \cdot (T_{10} - T_{ref}) \quad (2.45)$$

Se supone que la corriente F10 y F11 tienen la misma temperatura, además temperatura de F6=F11.

I. de Q. 6:

$$FC_6 \cdot h_6 = U_6 \cdot A_6 \cdot LMTD_6 \quad (2.46)$$

I. de Q. 7:

$$FC_7 \cdot h_7 = U_7 \cdot A_7 \cdot LMTD_7 \quad (2.47)$$

2.2.2.2 Algoritmo de resolución.

El algoritmo busca la resolución de los sistemas de ecuaciones que se generan al resolver los balances de materia y energía, para ello se realiza un análisis a los grados de libertad.

Tabla 2.4: grados de libertad módulo de extracción 2.

Ecuaciones	19
Variables desconocidas	23
GL	4

Por lo tanto es necesario que el usuario ingrese 4 datos, los cuales son 2 para BM: tiempo de

residencia y Tiraje. Para BE son 2: T_m y T_3 . Los cuales son entregados por los informes de laboratorio en Empresa IANSA Planta Linares.

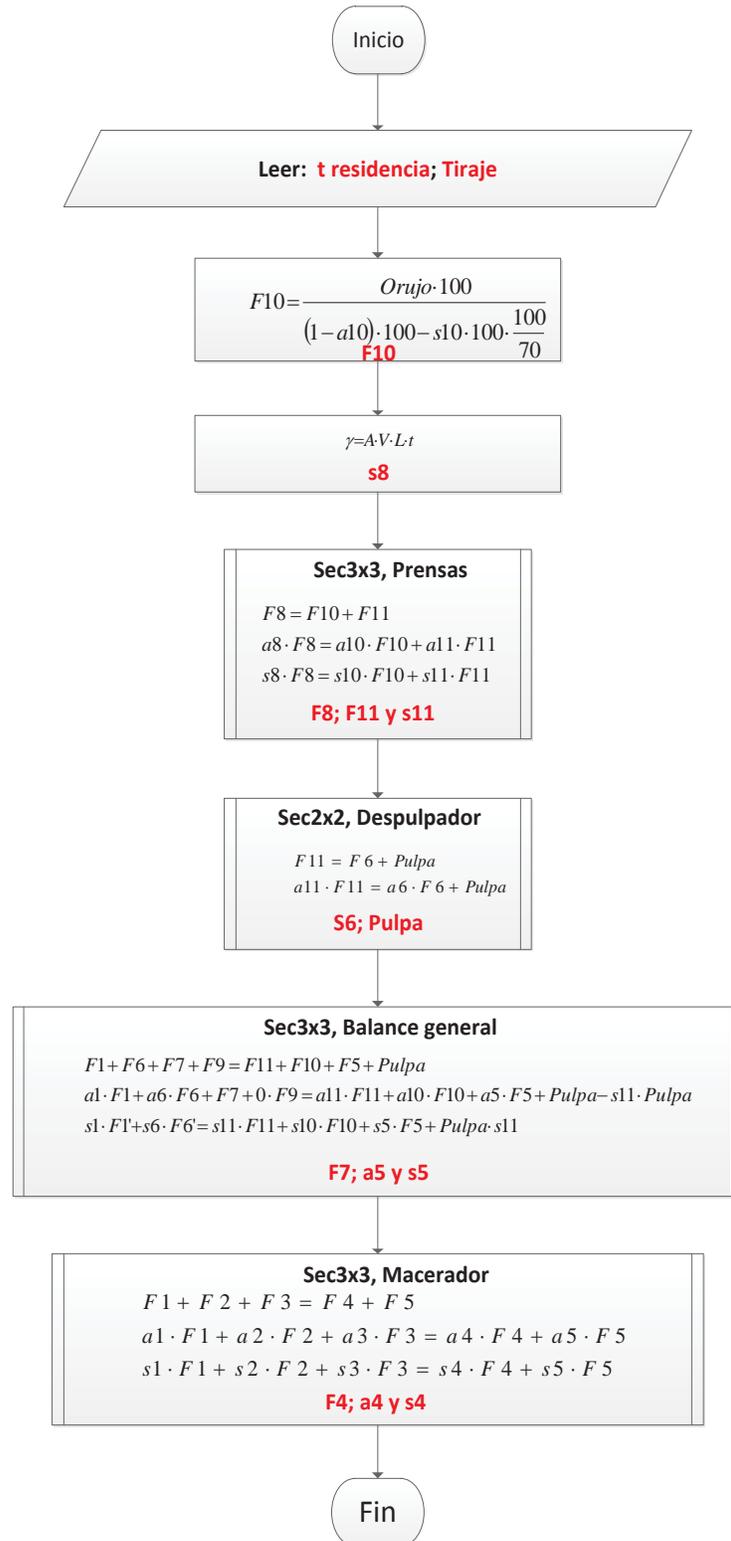


Figura 2.6: Esquema de resolución, BM extracción 2.

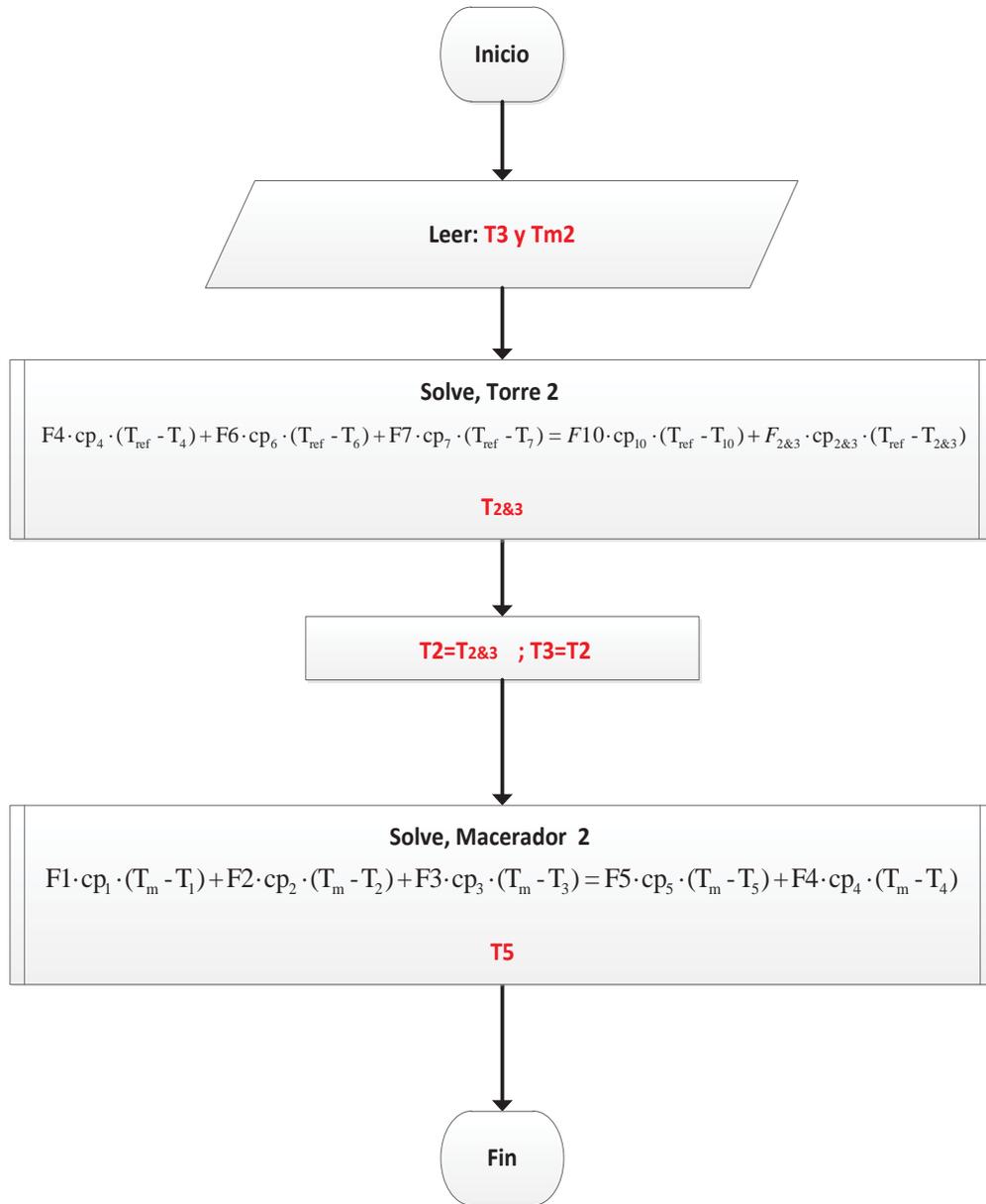


Figura 2.7: Esquema de resolución, BE extracción 2.

Los resultados obtenidos de las corrientes de extracción 2, se guardan en la matriz, Bmasap(i,j) que es similar a Bmasa(i, j).

2.2.2.3 Interfaz del módulo de extracción 2

La interfaz en donde se ingresan al simulador los datos. Se muestra en la figura 2.8.

Extracción 2

Cerrar

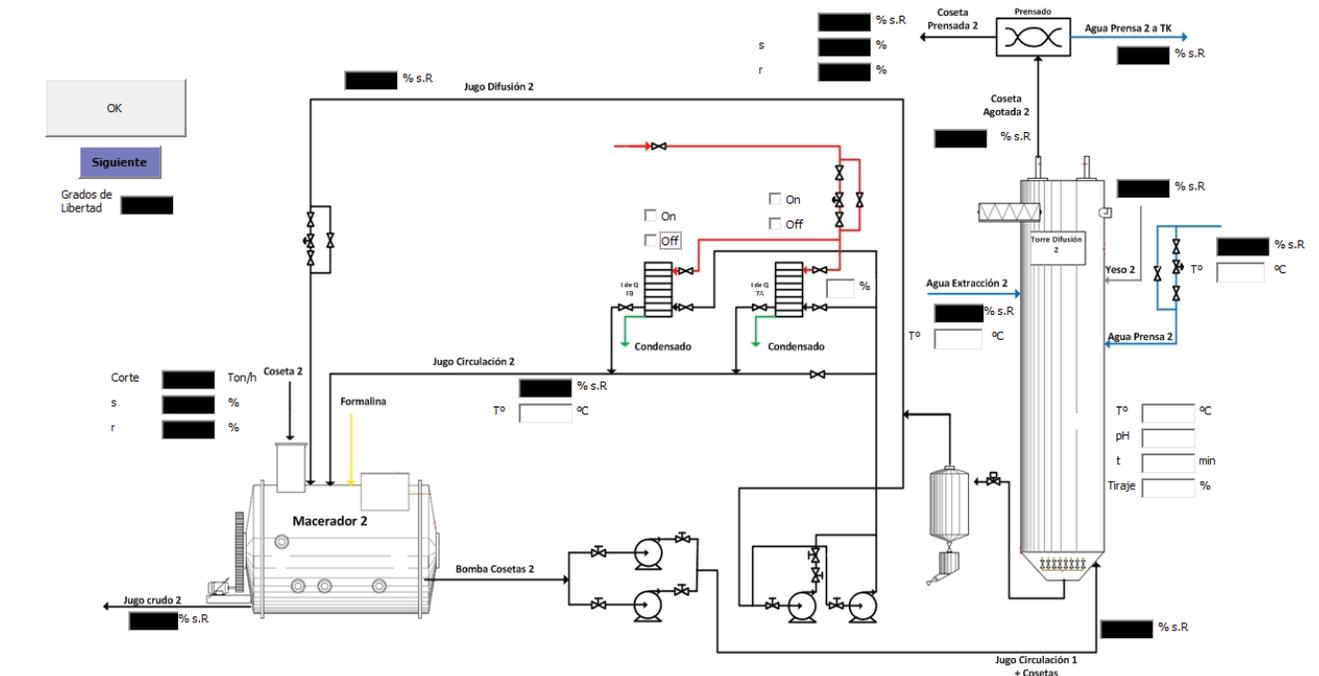


Figura 2.8: Imagen de módulo extracción 2.

2.2.3 Aguas.

En este módulo se considera el circuito de agua de extracción, agua de prensa y los intercambiadores de calor 23, 24, 25, 3 y 4.

El agua de extracción, es la que se suministra a las torres de difusión, esta agua no contiene sacarosa, y es alimentada a contra corriente. Para el traspaso de sacarosa desde la coseta al agua, sea óptimo el agua debe ir a una temperatura mayor a con la que viene, para esto se pasa por los intercambiadores de calor.

El agua de prensas, es la que se obtiene al presar la coseta agotada, así se recupera una parte de la sacarosa.

2.2.3.1 Balances de masa y energía.

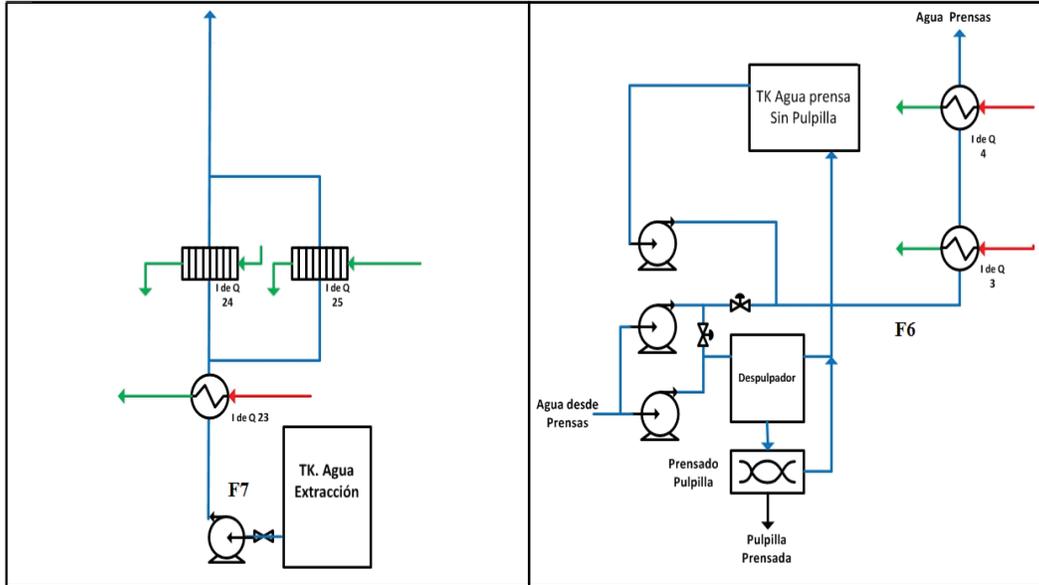


Figura 2.9: Aguas.

Agua Extracción:

Balance Global:

$$\text{BMG: } F7 = F7 \quad (2.48)$$

$$\text{BMA: } F7 = F7 \quad (2.49)$$

$$\text{BMS: } 0 = 0 \quad (2.50)$$

Agua prensas:

Balance Global:

$$\text{BMG: } F6 = F6 \quad (2.51)$$

$$\text{BMA: } a7 \cdot F7 = a7 \cdot F7 \quad (2.52)$$

$$\text{BMS: } s7 \cdot F7 = s7 \cdot F7 \quad (2.53)$$

BALANCE DE ENERGÍA:

Agua Extracción:

$$F7 \cdot cp_7 \cdot (T_{7f} - T_7) = Q_7 \quad (2.54)$$

Agua Prensas:

$$F6 \cdot cp_6 \cdot (T_{6f} - T_6) = Q_6 \quad (2.55)$$

I. de Q. 23, 24, 25, 3 y 4:

$$FC_i \cdot h_i = U_i \cdot A_i \cdot LMTD_i \quad (2.56)$$

Donde i toma el valor del intercambiador.

2.2.3.2 Algoritmo de resolución.

El algoritmo busca la resolución de los sistemas de ecuaciones que se generan al resolver los balances de materia y energía, para ello se realiza un análisis a los grados de libertad. La mayoría de las variables ya fueron calculadas y almacenadas.

Tabla 2.5: grados de libertad módulo aguas

Ecuaciones	13
Variables desconocidas	11
GL	2

Por lo tanto es necesario que el usuario ingrese 2 datos, los cuales son para BE: T_7 y T_6 . Estos datos son almacenados, indicando las temperaturas con las que ingresan las aguas a los precalentadores en $T_{jugo}(i, j)$.

OBS: Para la campaña 2013 se prevé modificar el circuito de agua, adicionando un nuevo intercambiador de calor el N° 32, el cual utilizará agua caliente como fluido calefactor (FC), esta agua después de pasar por los intercambiadores que la utilicen como FC, alimentará las torres de difusión como agua de extracción. Así que los intercambiadores de calor 23, 24 y 25 se mantendrán siempre en “Off”.

2.2.3.3 Interfaz del módulo de Aguas.

La interfaz en donde se ingresan al simulador los datos se muestra en la figura 2.10. Se debe seleccionar el estado de los intercambiadores de calor que es “On” u “Off”.

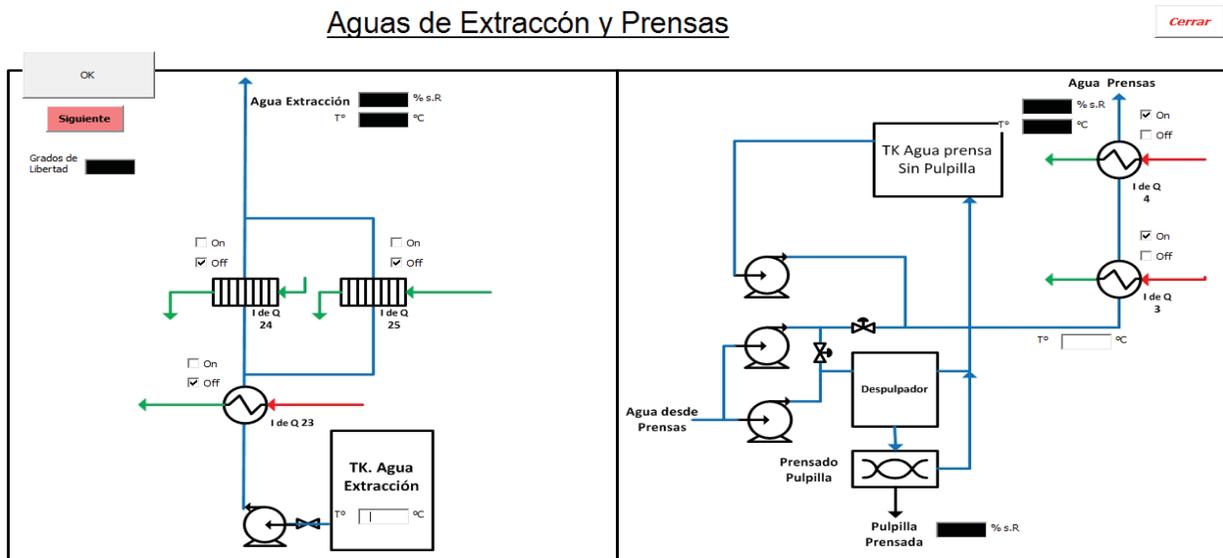


Figura 2.10: Imagen de módulo aguas.

2.2.4 Disolución de azúcar cruda

En este módulo se considera la etapa de adición de azúcar cruda, para refinación y los intercambiadores de calor 31, 22, 13 y 12.

La azúcar cruda, proviene desde países que procesan caña, pero no refinan las azúcares B y C, sino que las dejan como subproducto, que exportan como azúcar cruda. Es de baja calidad, pero al adicionarla al proceso azucarero de la remolacha, en la IANSA Planta Linares, en la etapa de disolución, se purifica y refina, para así obtener azúcar de gran calidad.

2.2.4.1 Balances de masa y energía.

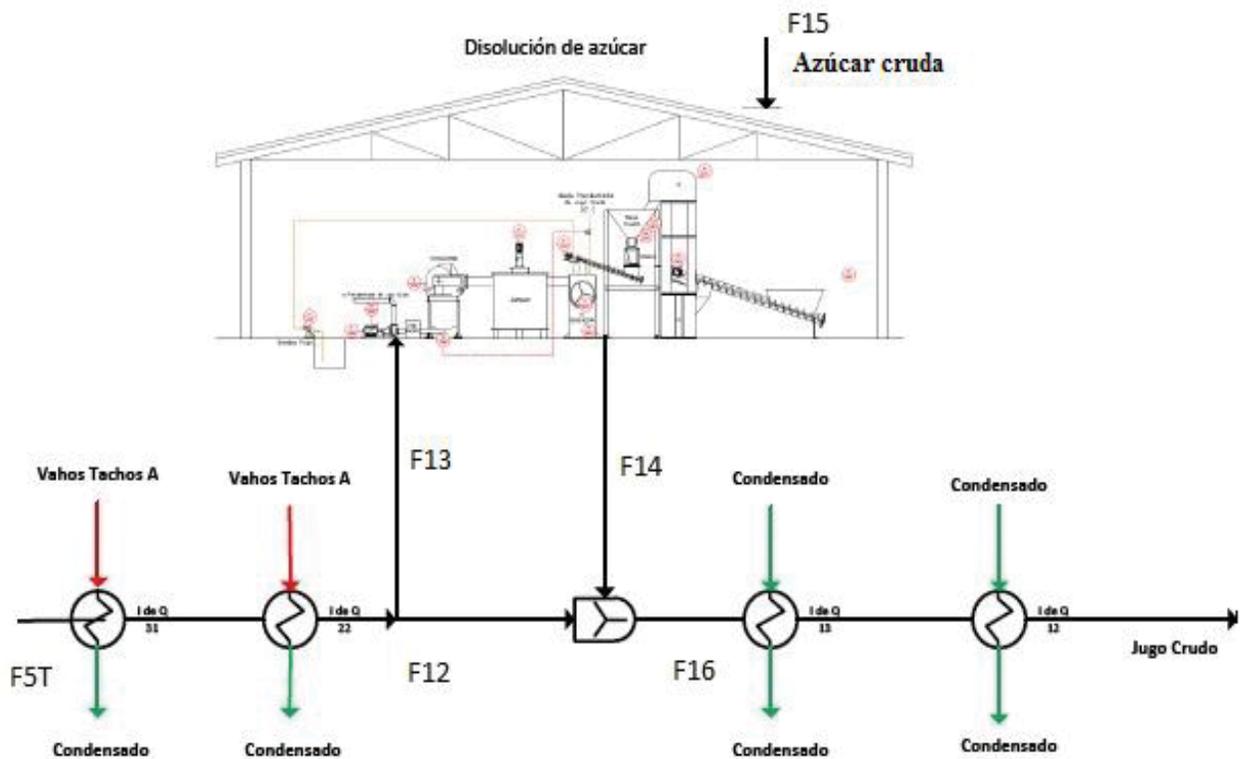


Figura 2.11: disolución.

Tabla 2.6: Componentes de las corriente disolución de azúcar cruda.

	A	S	N
F5T	X	X	X
F12	X	X	X
F13	X	X	X
F14	X	X	X
F15	--	X	X
F16	X	X	X

Disolución:

$$\text{BMG: } F13 + F15 = F14 \quad (2.57)$$

$$\text{BMA: } a13 \cdot F13 = a14 \cdot F14 \quad (2.58)$$

$$\text{BMS: } s13 \cdot F13 + s15 \cdot F15 = s14 \cdot F14 \quad (2.59)$$

Mezclador:

$$\text{BMG: } F12 + F14 = F16 \quad (2.60)$$

$$\text{BMA: } a12 \cdot F12 + a14 \cdot F14 = a16 \cdot F16 \quad (2.61)$$

$$\text{BMS: } s12 \cdot F12 + s14 \cdot F14 = s16 \cdot F16 \quad (2.62)$$

BALANCE DE ENERGÍA:

Disolución:

$$F13 \cdot cp_{13} \cdot (T_{13} - T_{ref}) + F15 \cdot cp_{15} \cdot (T_{15} - T_{ref}) = F14 \cdot cp_{14} \cdot (T_{14} - T_{ref}) \quad (2.63)$$

Mezclador:

$$F12 \cdot cp_{12} \cdot (T_{12} - T_{ref}) + F14 \cdot cp_{14} \cdot (T_{14} - T_{ref}) = F16 \cdot cp_{16} \cdot (T_{16} - T_{ref}) \quad (2.64)$$

I. de Q. 31, 22, 12 y 13:

$$FC_i \cdot h_i = U_i \cdot A_i \cdot LMTD_i \quad (2.65)$$

Donde i toma el valor del intercambiador.

2.2.4.2 Algoritmo de resolución.

El algoritmo busca la resolución de los sistemas de ecuaciones que se generan al resolver los balances de materia y energía, para ello se realiza un análisis a los grados de libertad. La mayoría de las variables ya fueron calculadas y almacenadas.

Tabla 2.7: grados de libertad módulo disolución

Ecuaciones	12
Variables desconocidas	19
GL	7

Por lo tanto es necesario que el usuario ingrese 4 datos para BM: F15, a15, s15 y %F5.

Y 3 para BE: T_{5f}, T_{16f} y T₁₅.

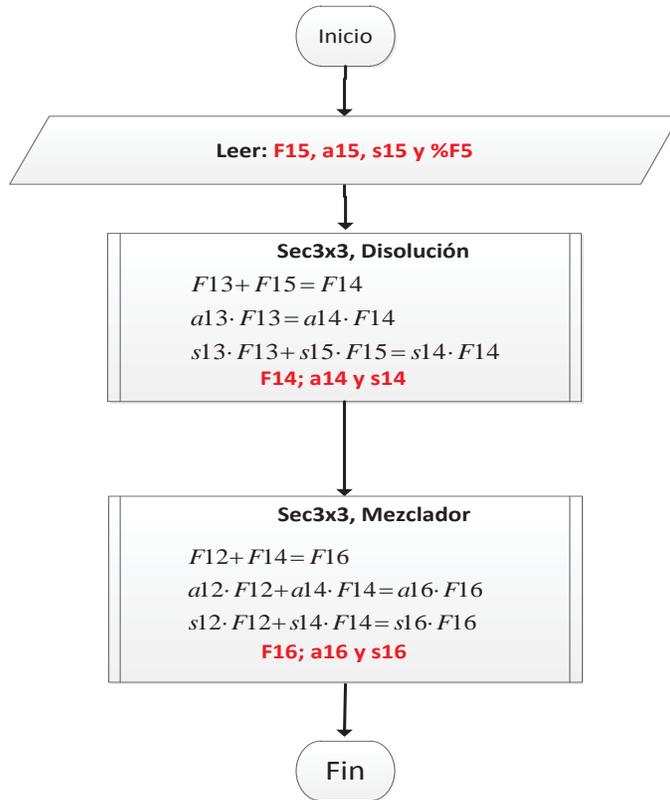


Figura 2.12: Esquema de resolución, BM disolución.

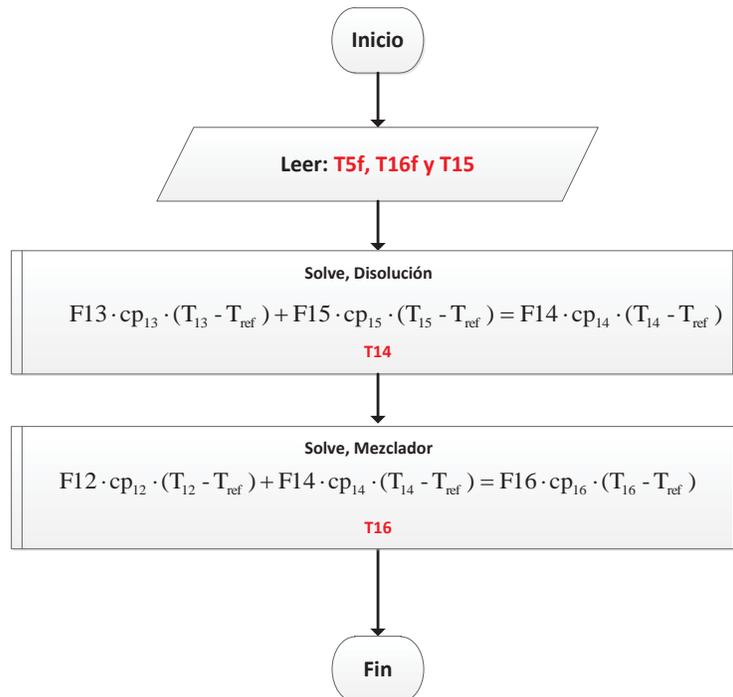


Figura 2.13: Esquema de resolución, BE disolución.

2.2.4.3 Interfaz del módulo Disolución.

La interfaz en donde se ingresan al simulador los datos se muestra en la figura 2.14. Es necesario ingresar los datos de la azúcar cruda a refinar, como las temperaturas con las que abandonan los jugos los intercambiadores de calor. Además se debe seleccionar el estado de éstos que es “On” u “Off”.

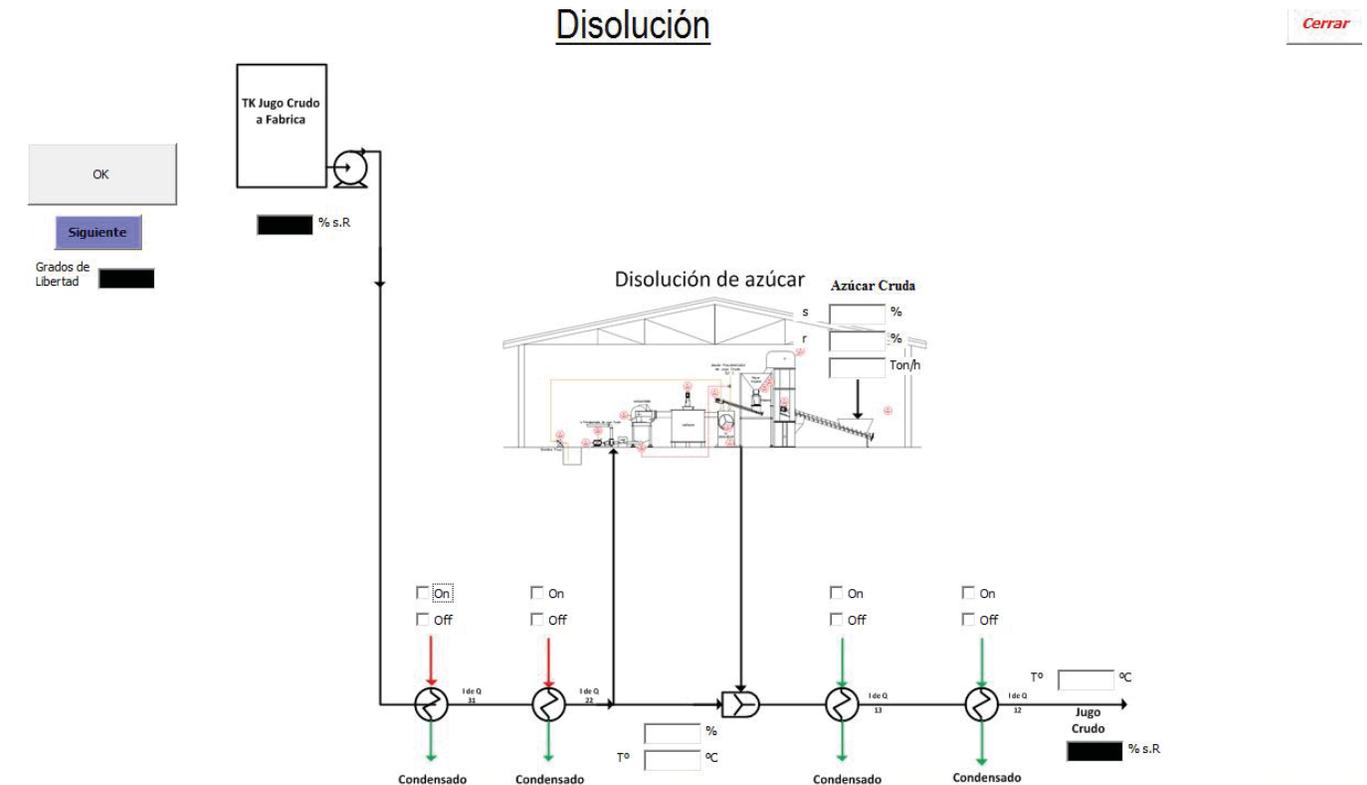


Figura 2.14: Imagen módulo disolución.

2.2.5 Horno de cal.

En este módulo se considera la etapa producción del gas de carbonatación, se estima la relación entre CO_2 y N_2 que tendrá dicho gas.

Se suministra piedra caliza y carbón coke al horno de cal, donde al combustionar el carbón genera energía, que descompone la caliza en óxido de calcio y dióxido de carbono. Los gases son transportados a la etapa de purificación y es necesario conocer la composición de estos, acción que se realiza en este módulo. El óxido de calcio se pone en contacto con agua azucarada, proveniente de filtración, para generar cal viva, que luego es enviada a la primera y segunda carbonatación, para estimar los flujos, es necesario conocer las necesidades de purificación.

2.2.5.1 Balances de masa y energía.

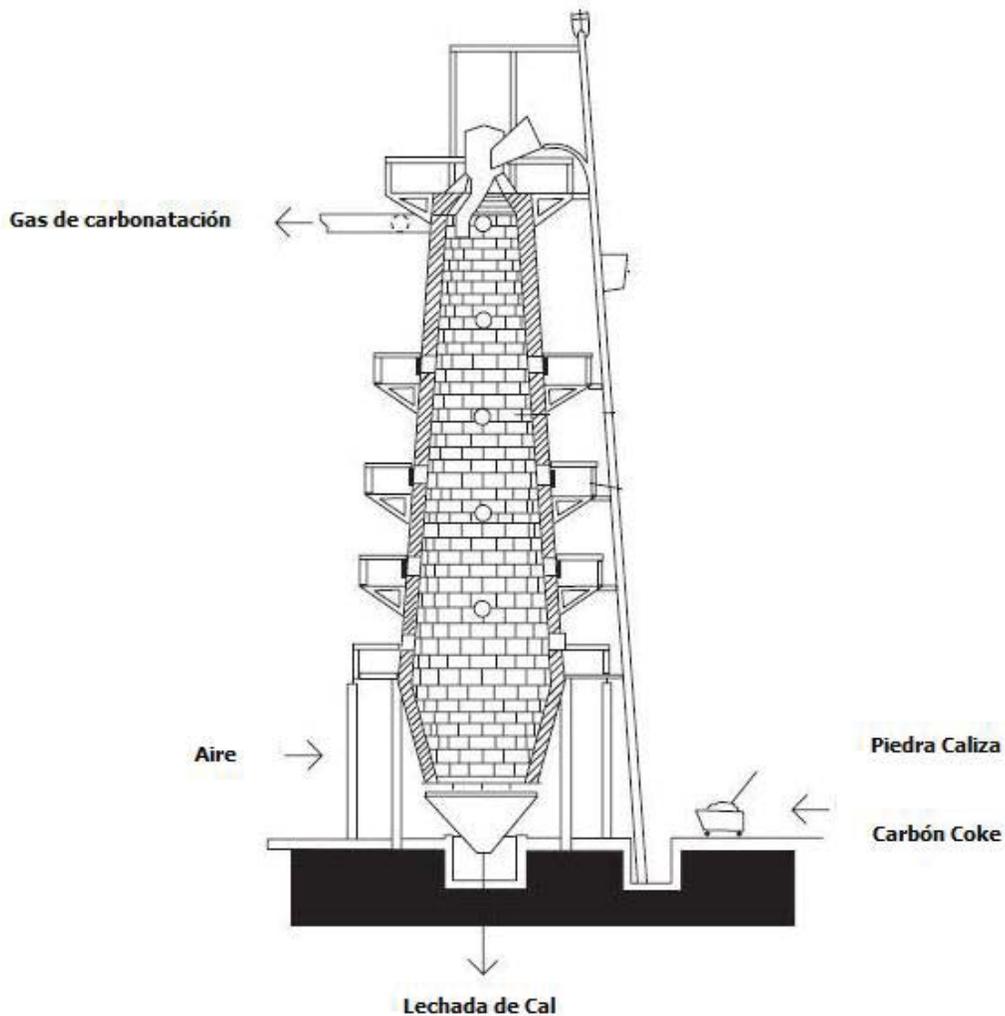


Figura 2.15: Horno de Cal.

Reacciones:



Energía=397,917 kcal por kilogramo⁷ de CaCO₃



Composición del aire⁹: 79%N₂ y 21% O₂.

La eficiencia de aprovechamiento de calor en un horno⁹ es de alrededor de 70%.

El C en el coke es de alrededor de 80% peso⁹ y su poder calorífico promedio es de 6000 kcal/kg.

$$\text{CO}_2 \text{ Total: } \text{CO}_2(\text{Rxn 2.3.1}) + \text{CO}_2(\text{Rxn 2.3.2}) \quad (2.66)$$

⁷ Mosen Asadi. Beet-Sugar Handbook. Cap. 3-9.

Con la estequiometria de la *Rxn*2.3.2 se puede obtener el N₂ contenido en el aire, necesario para llevar a cabo la reacción.

2.2.5.2 Algoritmo de resolución.

El algoritmo busca la resolución de los sistemas de ecuaciones que se generan al resolver los balances de materia y energía, para ello se realiza un análisis a los grados de libertad.

Tabla 2.8: grados de libertad horno de cal

Ecuaciones, reacciones y relaciones	2
Variables desconocidas	5
GL	3

Por lo tanto es necesario que el usuario ingrese 3 para BM: Poder calorífico, O₂ exceso y pureza piedra caliza.

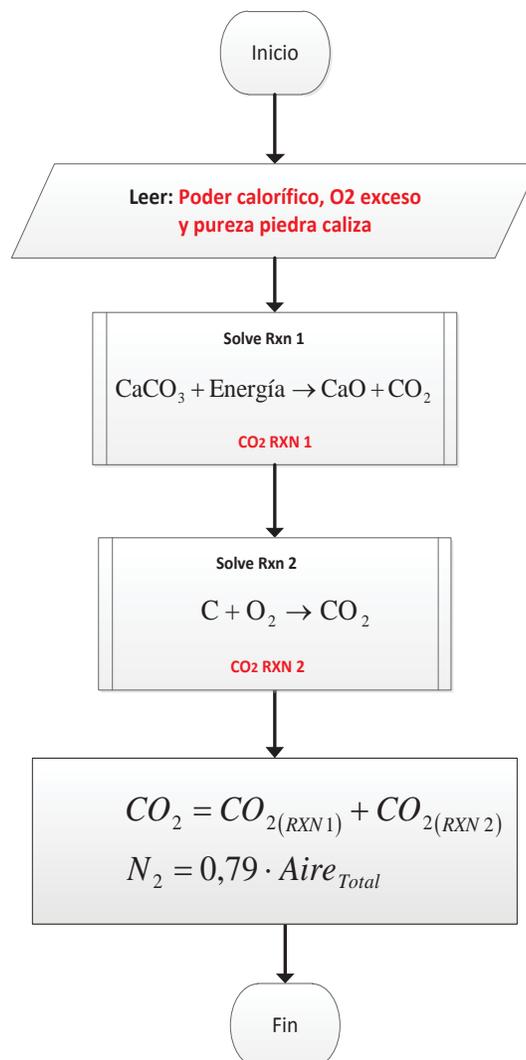


Figura 2.16: Esquema de resolución, horno de cal.

2.2.5.3 Interfaz del módulo horno de cal.

La interfaz en donde se ingresan al simulador los datos se muestra en la figura 2.07. Es necesario ingresar los datos de oxígeno en exceso, poder calorífico del coke y pureza piedra caliza.

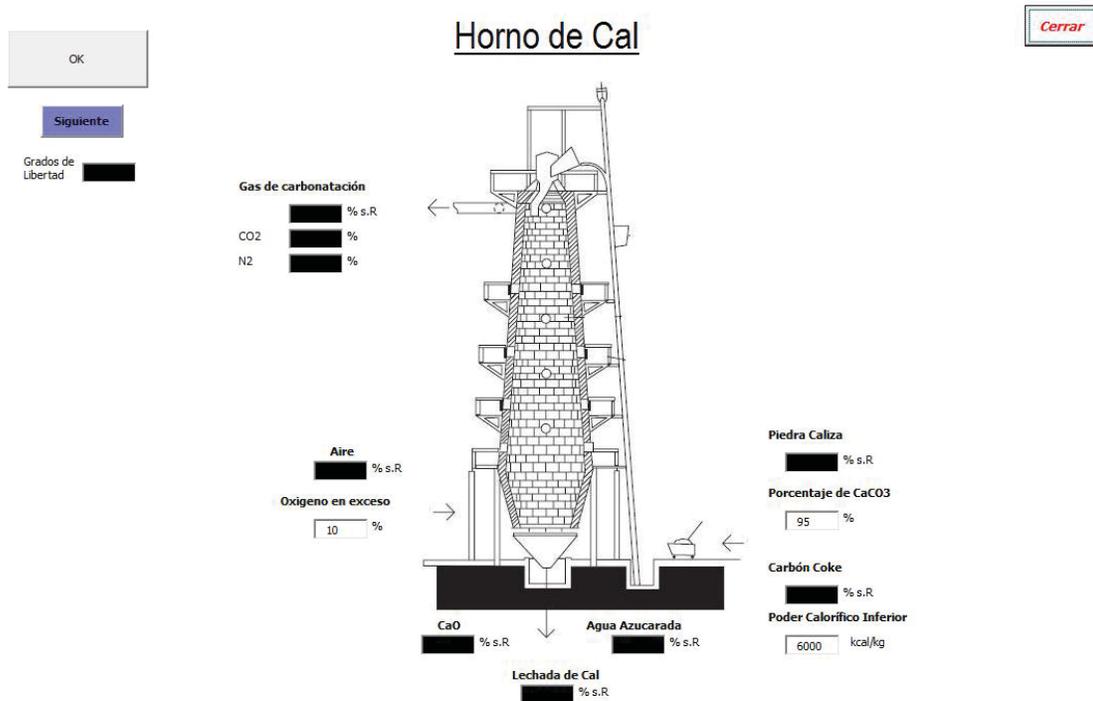


Figura 2.17: Imagen de módulo horno de cal.

2.2.6 Purificación 1.

En este módulo se considera el tanque de jugo crudo fangoso, primera saturación, decantadores, filtros de alta materia seca (PKF) y precalentadores 26, 14, 11, 10, 9 y 8.

El jugo crudo, proveniente de extracción, se mezcla con jugo fangoso, que contiene cal en solución, para que no se produzca destrucción de sacarosa, esto al hacer un aumento escalonado y no brusco del pH, también sirve para que los coágulos formados en la saturación sean compactos y mejoren su precipitación.

El jugo crudo fangoso, ingresa a la etapa de primera saturación, en donde se adiciona lechada de cal, subiendo el pH, lo que provoca la destrucción de microorganismos. Luego se adiciona el gas de carbonatación, que al reaccionar con el hidróxido de calcio, precipita, con lo que arrastra el material en suspensión. Luego la corriente avanza a los decantadores, en donde se separa el jugo del fango, que luego es filtrado en los PKF (filtros de alta materia seca).

2.2.6.1 Balances de masa y energía.

Purificación I

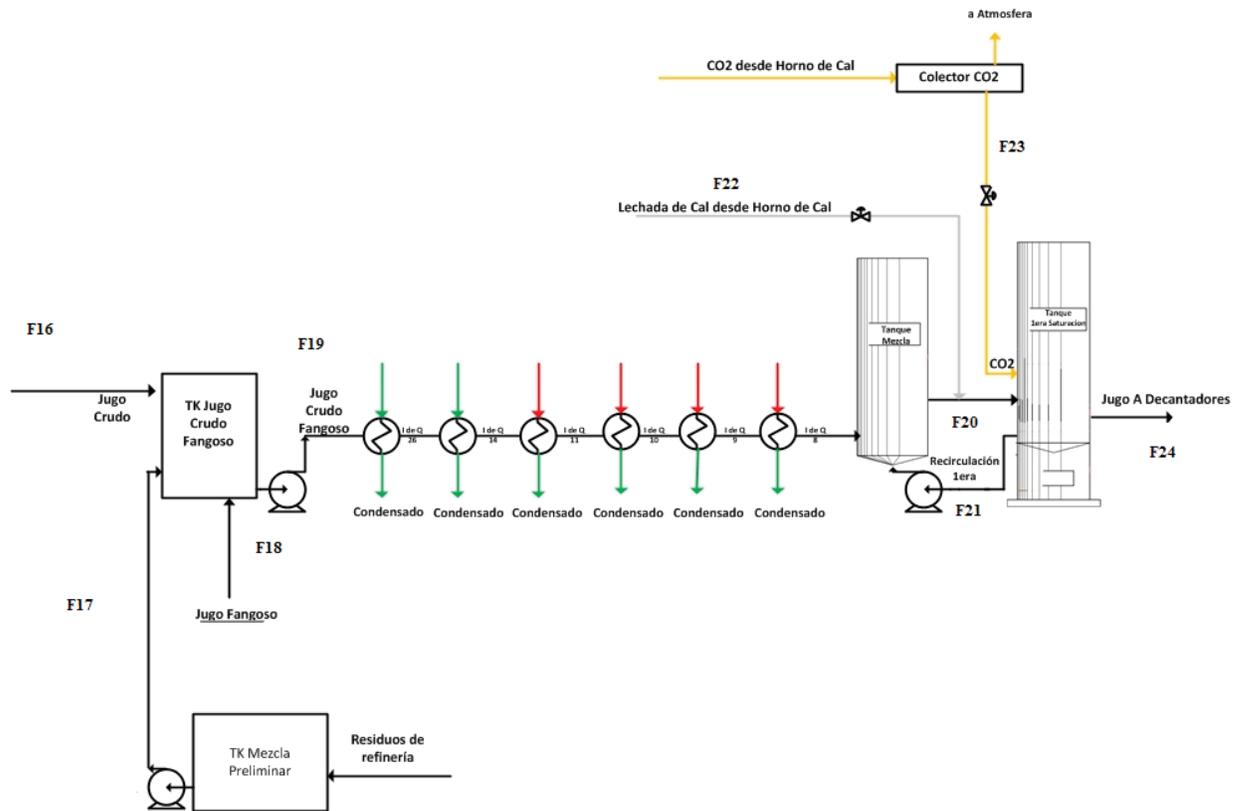


Figura 2.18: Tk J. crudo fangoso y 1era saturación.

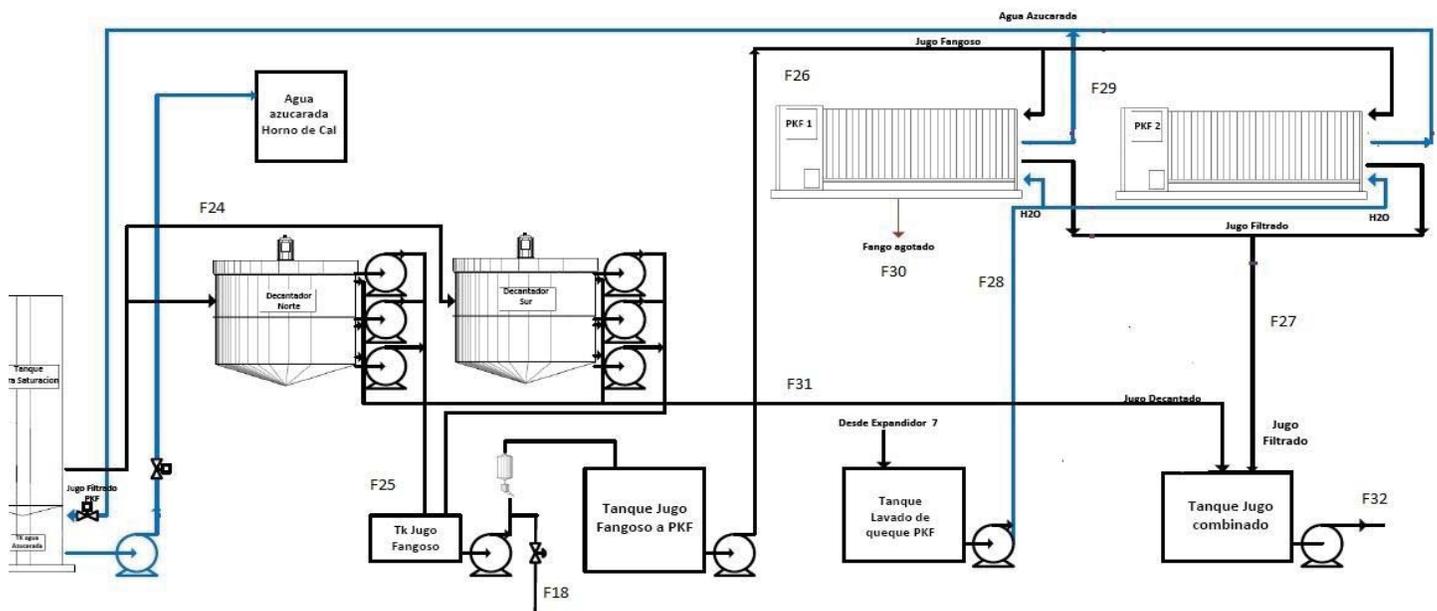


Figura 2.19: Decantadores y PKF.

Tabla 2.9: componentes de las corrientes de purificación 1.

	A	S	N
F17	X	X	X
F18	X	X	X
F19	X	X	X
F20	X	X	X
F21	X	X	X
F22	X	X	X
F23	--	--	X
F24	X	X	X
F25	X	X	X
F18	X	X	X
F26	X	X	X
F27	X	X	X
F28	X	--	--
F29	X	X	X
F30	X	X	X
F31	X	X	X
F32	X	X	X

Tk J. crudo fangoso:

$$\text{BMG: } F16 + F17 + F18 = F19 \quad (2.67)$$

$$\text{BMA: } a16 \cdot F16 + a17 \cdot F17 + a18 \cdot F18 = a19 \cdot F19 \quad (2.68)$$

$$\text{BMS: } s16 \cdot F16 + s17 \cdot F17 + s18 \cdot F18 = s19 \cdot F19 \quad (2.69)$$

$$\text{BM alcalinidad: } alc17 \cdot F17 + alc18 \cdot F18 = alc19 \cdot F19 \quad (2.70)$$

Balance Global 1era saturación:

$$\text{BMG: } F19 + F22 + F23 = F24 \quad (2.71)$$

$$\text{BMA: } a19 \cdot F19 + a22 \cdot F22 + a23 \cdot F23 = a24 \cdot F24 \quad (2.72)$$

$$\text{BMS: } s19 \cdot F19 + s22 \cdot F22 = s24 \cdot F24 \quad (2.73)$$

$$\text{BM alcalinidad: } alc19 \cdot F19 + alc22 \cdot F22 = alc24 \cdot F24 \quad (2.74)$$

TK mezcla:

$$\text{BMG: } F19 + F22 + F21 = F20 \quad (2.75)$$

$$\text{BMA: } a19 \cdot F19 + a22 \cdot F22 + a21 \cdot F21 = a20 \cdot F20 \quad (2.76)$$

$$\text{BMS: } s19 \cdot F19 + s22 \cdot F22 + s21 \cdot F21 = s20 \cdot F20 \quad (2.77)$$

TK 1era saturación:

$$\text{BMG: } F20 + F23 = F21 + F24 \quad (2.78)$$

$$\text{BMA: } a20 \cdot F20 = a21 \cdot F21 + a24 \cdot F24 \quad (2.79)$$

$$\text{BMS: } s20 \cdot F20 = s21 \cdot F21 + s24 \cdot F24 \quad (2.80)$$

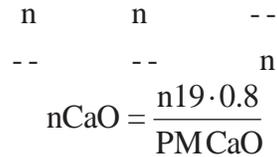
Relaciones y observaciones:

$$F21^5 = F24 * 800\%$$

El porcentaje de CaO sobre No azúcares⁹ es de 80%.

La Lechada de cal contiene⁹ un 23% en peso de CaO, así que la lechada de cal necesaria esta dada por: $n19 \cdot \left(\frac{80}{100}\right) \cdot 100/23$ [l] y la densidad de la lechada⁹ es 1.162 [kg/l].

$$F22 = (n19 \cdot 100) \cdot 0.9 \cdot \left(\frac{100}{23}\right) \cdot 1.162 \quad (2.81)$$



$$\text{FCO}_2 = F23 = n\text{CaO} \cdot \text{PMCO}_2 \quad (2.82)$$

Decantadores:

$$\text{BMG: } F24 = F25 + F31 \quad (2.83)$$

$$\text{BMA: } a24 \cdot F24 = a25 \cdot F25 + a31 \cdot F31 \quad (2.84)$$

$$\text{BMS: } s24 \cdot F24 = s25 \cdot F25 + s31 \cdot F31 \quad (2.85)$$

$$\text{BM alcalinidad: } alc24 \cdot F24 = alc25 \cdot F25 + alc31 \cdot F31 \quad (2.86)$$

Obs: $alc31$ depende del diseño y condiciones de los decantadores.

TK J. fangoso:

$$\text{BMG: } F25 = F18 + F26 \quad (2.87)$$

$$\text{BMA: } a25 = a18 = a26 \quad (2.88)$$

$$\text{BMS: } s25 = s18 = s26 \quad (2.89)$$

PKF:

$$\text{BMG: } F26 + F28 = F29 + F27 + F30 \quad (2.90)$$

$$\text{BMA: } a26 \cdot F26 + a28 \cdot F28 = a29 \cdot F29 + a27 \cdot F27 + a30 \cdot F30 \quad (2.91)$$

$$\text{BMS: } s26 \cdot F26 = s29 \cdot F29 + s27 \cdot F27 + s30 \cdot F30 \quad (2.92)$$

Obs: $r29$ y $r30$ así como $s29$ y $s30$ dependen del diseño y condiciones de PKF. Como lechada de cal, es la mezcla de CaO con Agua azucarada, $r22$ y $s22$ de igual manera dependen de PKF.

TK J. combinado:

$$\text{BMG: } F31 + F27 = F32 \quad (2.93)$$

$$\text{BMA: } a31 \cdot F31 + a27 \cdot F27 = a32 \cdot F32 \quad (2.94)$$

$$\text{BMS: } s31 \cdot F31 + s27 \cdot F27 = s32 \cdot F32 \quad (2.95)$$

BALANCE DE ENERGÍA.:

Tk J. crudo fangoso:

$$F16 \cdot cp_{16} \cdot (T_{16} - T_{ref}) + F17 \cdot cp_{17} \cdot (T_{17} - T_{ref}) + F18 \cdot cp_{18} \cdot (T_{18} - T_{ref}) = F19 \cdot cp_{19} \cdot (T_{19} - T_{ref}) \quad (2.96)$$

1era saturación:

$$F19 \cdot cp_{19} \cdot (T_{19} - T_{ref}) + F22 \cdot cp_{22} \cdot (T_{22} - T_{ref}) + CO_2 \cdot cp_{CO_2} \cdot (T_g - T_{ref}) + N_2 \cdot cp_{N_2} \cdot (T_g - T_{ref}) + CO_2 \cdot \Delta H_{RXN} = N_2 \cdot cp_{N_2}' \cdot (T_{gf} - T_{ref}) + F24 \cdot cp_{24} \cdot (T_{24} - T_{ref}) \quad (2.97)$$

Dónde CO_2 es F23. N_2 viene de la fracción en el gas de carbonatación calculada en modulo horno de cal.

Observación: El calor de disolución de a lecha de cal es insignificante en comparación a los otros calores involucrados¹ en la primera saturación, por lo tanto se desprecia.

Decantadores:

$$F24 \cdot cp_{24} \cdot (T_{24} - T_{ref}) = F25 \cdot cp_{25} \cdot (T_{25} - T_{ref}) + F31 \cdot cp_{31} \cdot (T_{31} - T_{ref}) \quad (2.98)$$

Se supone que la corriente F25 y F31 tienen la misma temperatura.

PKF:

$$F26 \cdot cp_{26} \cdot (T_{26} - T_{ref}) + F28 \cdot cp_{28} \cdot (T_{28} - T_{ref}) = F27 \cdot cp_{27} \cdot (T_{27} - T_{ref}) + F29 \cdot cp_{29} \cdot (T_{29} - T_{ref}) + F30 \cdot cp_{30} \cdot (T_{30} - T_{ref}) \quad (2.99)$$

TK J. combinado:

$$F31 \cdot cp_{31} \cdot (T_{31} - T_{ref}) + F27 \cdot cp_{27} \cdot (T_{27} - T_{ref}) = F32 \cdot cp_{32} \cdot (T_{32} - T_{ref}) \quad (2.100)$$

I. de Q. 26, 14, 11, 10, 9 y 8:

$$FC_i \cdot h_i = U_i \cdot A_i \cdot LMTD_i \quad (2.101)$$

Donde i toma el valor del intercambiador.

2.2.6.2 Algoritmo de resolución.

El algoritmo busca la resolución de los sistemas de ecuaciones que se generan al resolver los balances de materia y energía, para ello se realiza un análisis a los grados de libertad.

Tabla 2.10: grados de libertad purificación 1

Ecuaciones	34
Variables desconocidas	45
GL	11

Por lo tanto es necesario que el usuario ingrese 6 para BM: F18, a18, s18, % CaO sobre No-Azúcares, recirculación en 1era saturación y lechada de cal a 2da saturación. Para BE se deben ingresar 5 datos los cuales son: T₁₈, T₁₇, T_{19f}, T₂₂ y T₂₃.

Este módulo es distinto a los anteriores, debido a que tiene dos partes optativas, las cuales son “Decantadores y PKF” y “Horno de cal”. Esto se debe a que con los datos ingresados se resuelve todo el sistema y como es extenso no cabe en un solo módulo, por lo tanto se dividió en 3 sub-módulos. En “Horno de cal” ahora se pueden ver los flujos de carbón, piedra caliza, entre otros, necesarios para cumplir con los requerimientos de la purificación.

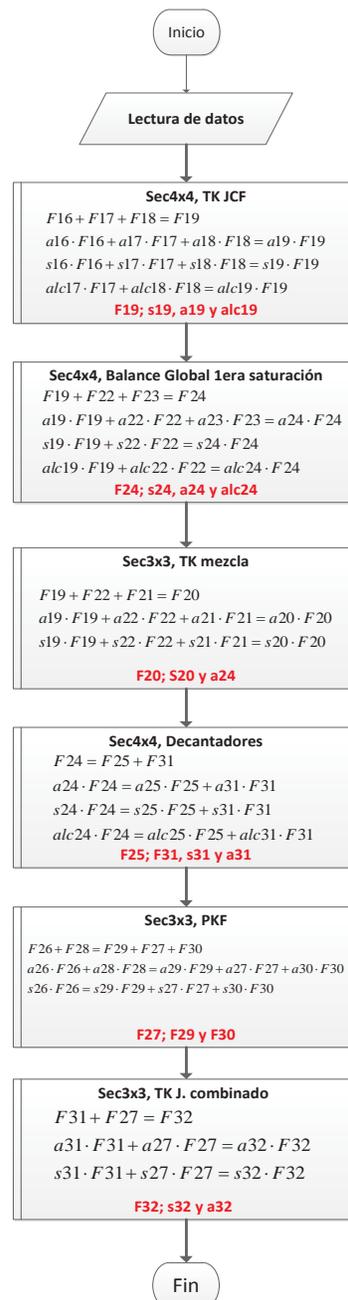


Figura 2.20: Esquema de resolución, BM purificación.

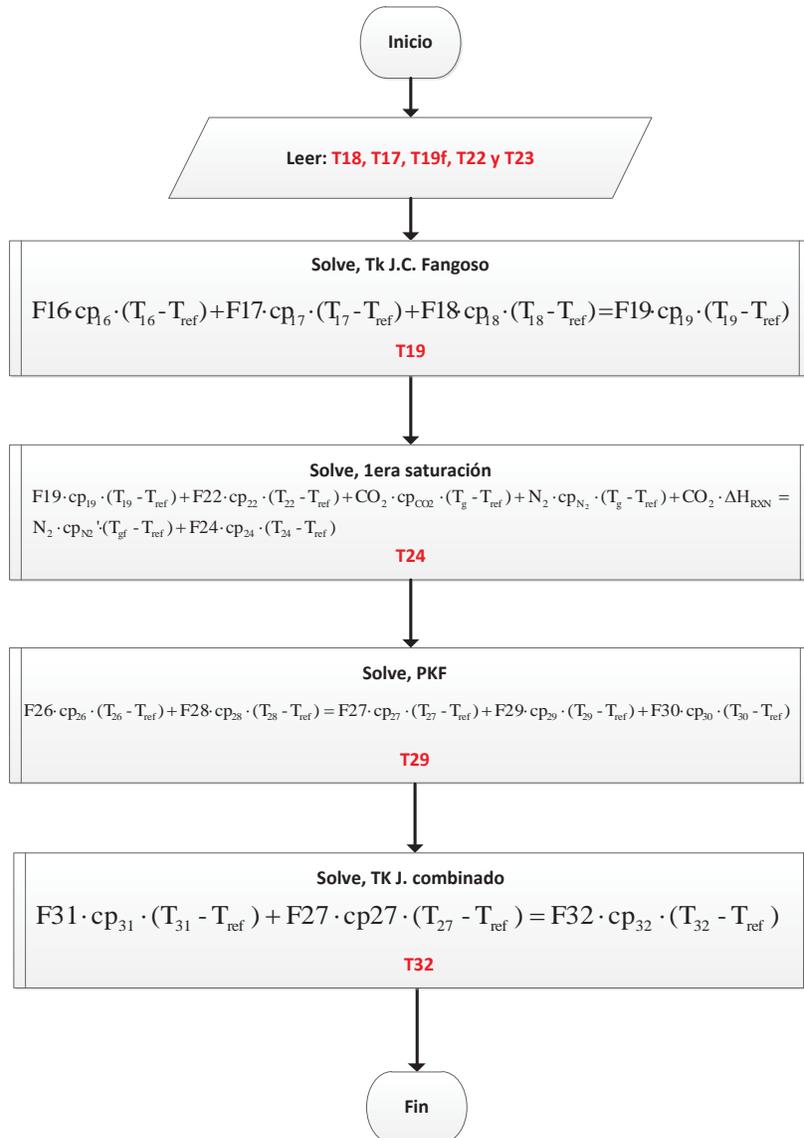


Figura 2.21: Esquema de resolución, BE purificación.

2.2.6.3 Interfaz del módulo purificación 1.

La interfaz en donde se ingresan al simulador los datos se muestra en la figura 2.22. Se tiene la opción de ver los módulos de “Horno de cal” y “Decantadores y PKF”, seleccionando la casilla con el nombre del sub-módulo. Esto se debe a que en el módulo principal se realizan todos los cálculos. En los módulos optativos solo se escriben los datos calculados en las casillas negras. El sub-módulo “Horno de cal” es el mismo de la sección “2.2.5.3” y en esta ocasión no toma ninguna información, solo la muestra al usuario.

Purificación I

Cerrar

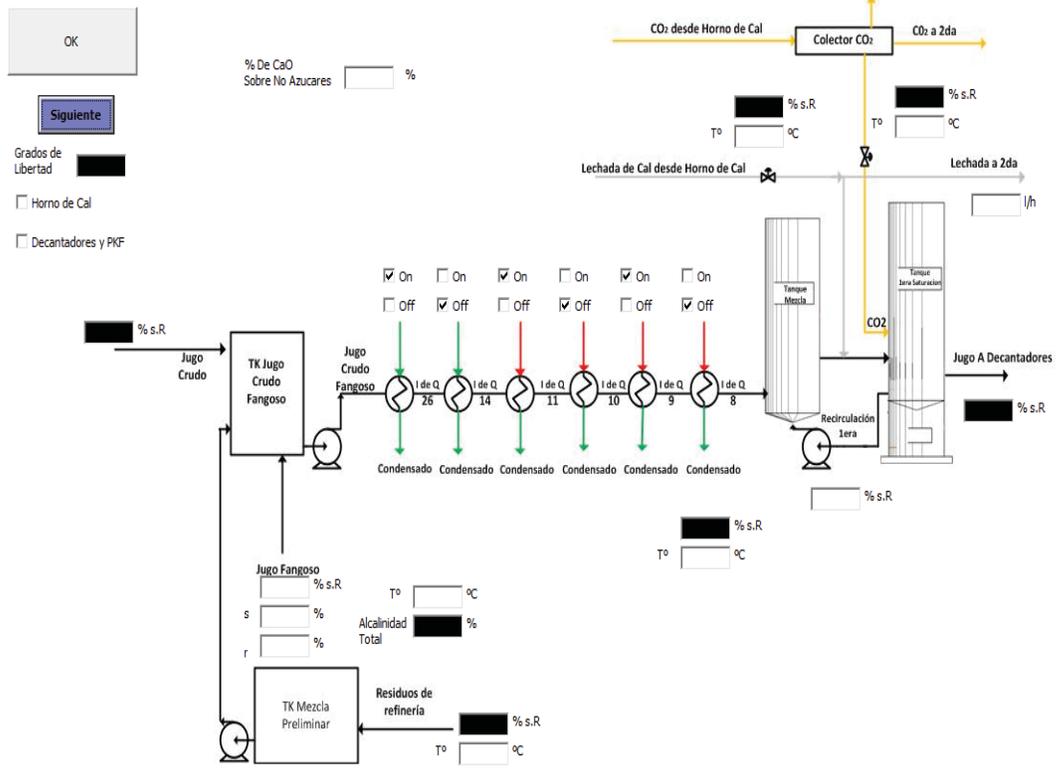


Figura 2.22: Imagen de módulo principal purificación 1

Decantadores y PKF

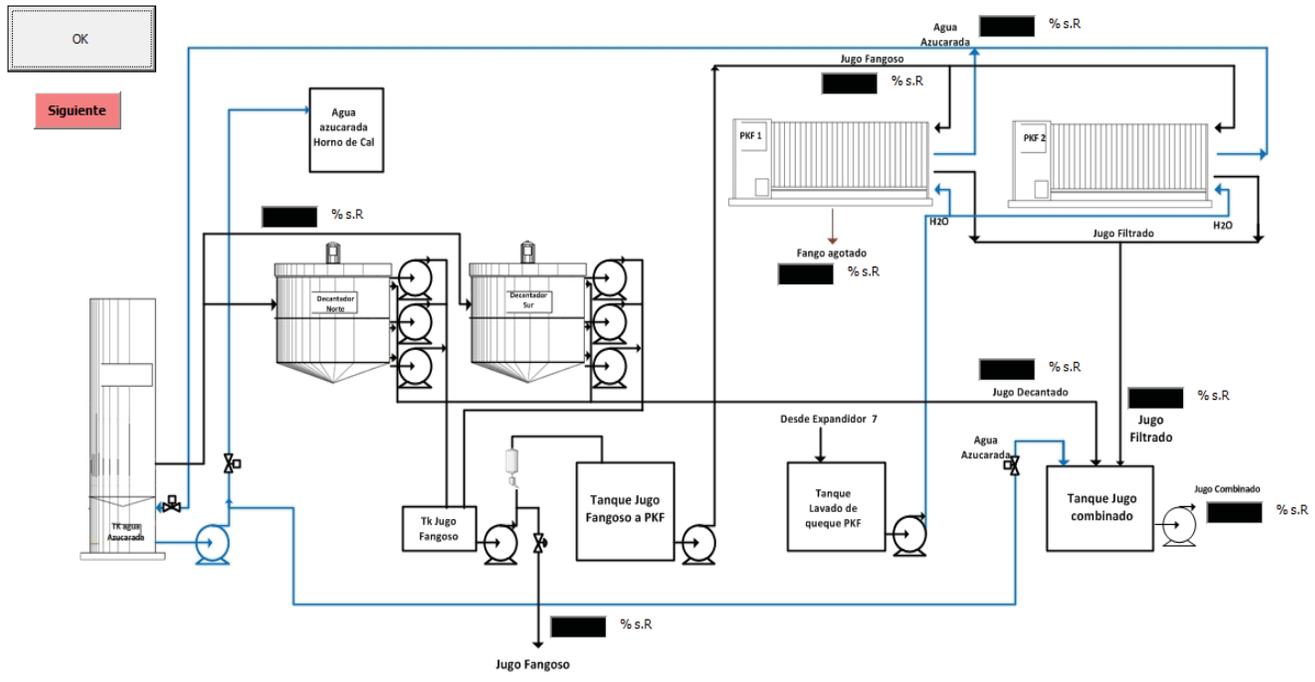


Figura 2.23: Imagen del sub- módulo decantadores y PKF.

2.2.7 Purificación 2.

En este módulo se considera segunda saturación, filtros de segunda, intercambiadores iónicos (ablandadores), sulfitación y los intercambiadores de calor 15, 16 y 17.

De forma similar a la etapa de purificación 1, se adiciona hidróxido de calcio y dióxido de carbono hasta dejar el pH cercano a 9, luego el jugo pasa por los filtros de segunda en donde se separan los sólidos en suspensión del líquido, abandonando un jugo purificado, llamado jugo claro. El jugo al ser tratado con cal viva, contiene iones de calcio, los que deben ser eliminados para no incrustar la estación evaporadora, esto se lleva a cabo en los intercambiadores iónicos, el jugo queda en condiciones para entrar a la estación evaporadora, pero antes se somete a la etapa de sulfitación, en donde se pone en contacto con SO_2 , para inhibir la formación de compuestos colorados en la etapa de evaporación.

2.2.7.1 Balances de masa y energía.

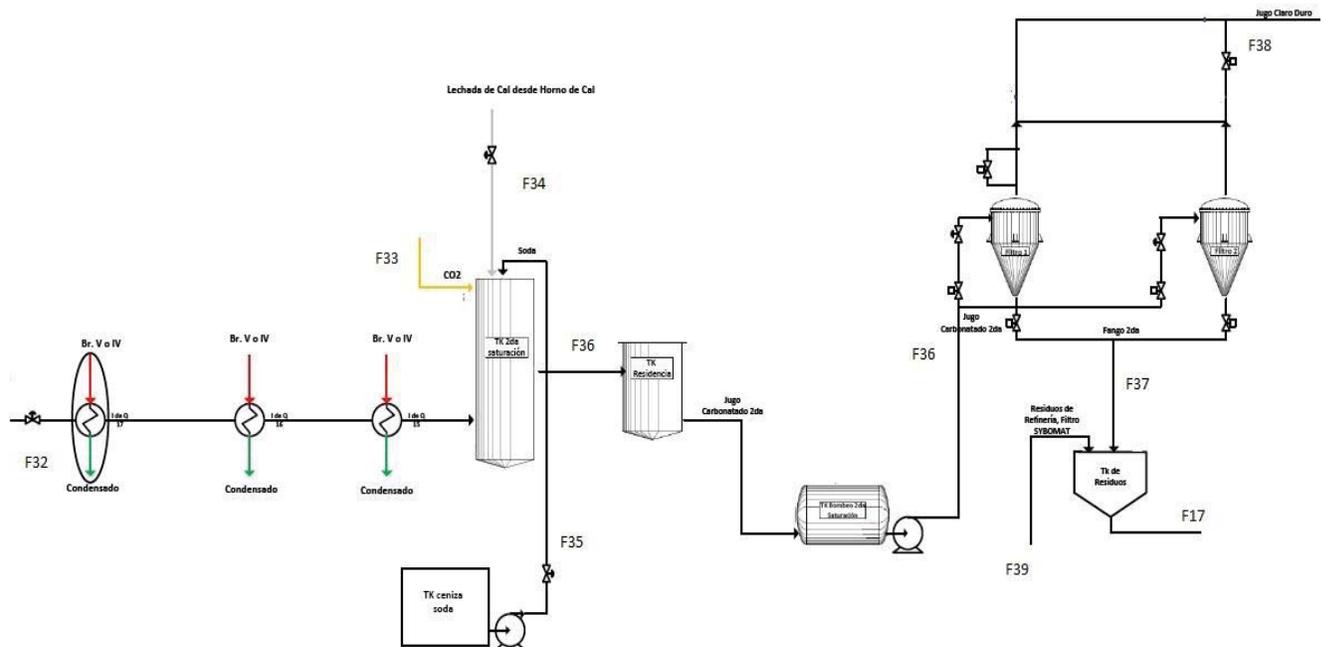


Figura 2.24: 2da saturación y filtros 2da.

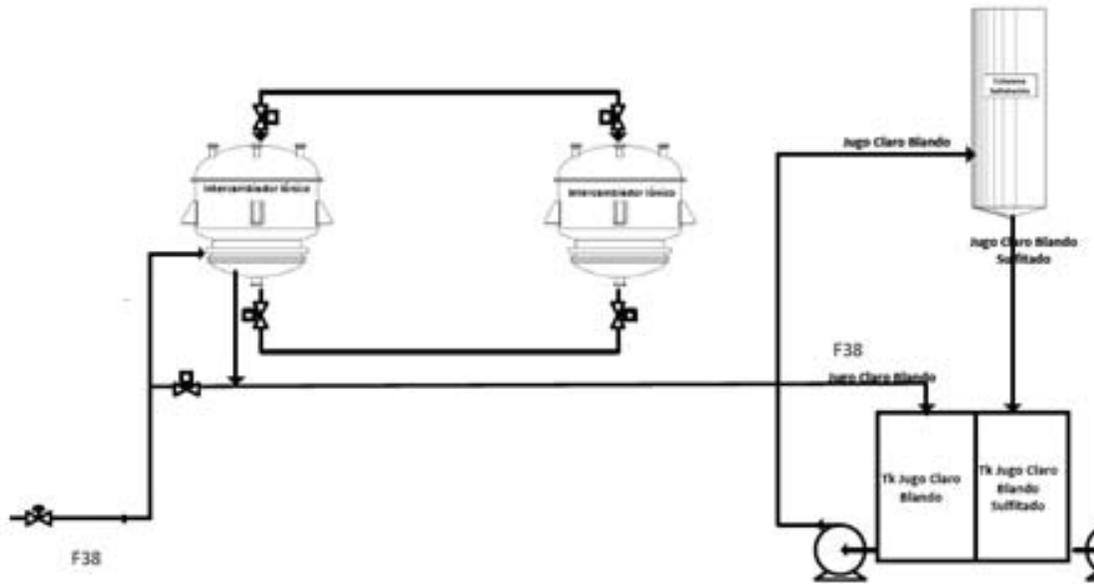


Figura 2.25: ablandadores y torre sulfitación.

Tabla 2.11: componentes de las corrientes de purificación 2.

	A	S	N
F32	X	X	X
F33	--	--	X
F34	X	X	X
F35	X	--	X
F36	X	X	X
F37	X	X	X
F38	X	X	X
F39	X	X	X
F40	X	X	X

TK 2da saturación:

$$\text{BMG: } F32 + F33 + F34 + F35 = F36 \quad (2.102)$$

$$\text{BMA: } a32 \cdot F32 + a34 \cdot F34 + a35 \cdot F35 = a36 \cdot F36 \quad (2.103)$$

$$\text{BMS: } s32 \cdot F32 + s34 \cdot F34 = s36 \cdot F36 \quad (2.104)$$

Filtro 2da:

$$\text{BMG: } F36 = F37 + F38 \quad (2.105)$$

$$\text{BMA: } a36 \cdot F36 = a37 \cdot F37 + a38 \cdot F38 \quad (2.106)$$

$$\text{BMS: } s36 \cdot F36 = s37 \cdot F37 + s38 \cdot F38 \quad (2.107)$$

TK residuos:

$$\text{BMG: } F39 + F37 = F17 \quad (2.108)$$

$$\text{BMA: } a39 \cdot F39 + a37 \cdot F37 = a17 \cdot F17 \quad (2.109)$$

$$\text{BMS: } s39 \cdot F39 + s37 \cdot F37 = s17 \cdot F17 \quad (2.110)$$

BALANCE DE ENERGÍA:

TK 2da Carbonatación:

$$F32 \cdot cp_{32} \cdot (T_{32} - T_{ref}) + F33 \cdot cp_{33} \cdot (T_{33} - T_{ref}) + F34 \cdot cp_{34} \cdot (T_{34} - T_{ref}) + F35 \cdot cp_{35} \cdot (T_{35} - T_{ref}) = F36 \cdot cp_{36} \cdot (T_{36} - T_{ref}) \quad (2.111)$$

Filtro:

$$F36 \cdot cp_{36} \cdot (T_{36} - T_{ref}) = F37 \cdot cp_{37} \cdot (T_{37} - T_{ref}) + F38 \cdot cp_{38} \cdot (T_{38} - T_{ref}) \quad (2.112)$$

$$T_{37} = T_{36}$$

TK residuos:

$$F37 \cdot cp_{37} \cdot (T_{37} - T_{ref}) + F39 \cdot cp_{39} \cdot (T_{39} - T_{ref}) = F17 \cdot cp_{17} \cdot (T_{17} - T_{ref}) \quad (2.113)$$

I. de Q. 15, 16 y 17:

$$FC_i \cdot h_i = U_i \cdot A_i \cdot LMTD_i \quad (2.114)$$

Donde i toma el valor del intercambiador.

2.2.7.2 Algoritmo de resolución.

El algoritmo busca la resolución de los sistemas de ecuaciones que se generan al resolver los balances de materia y energía, para ello se realiza un análisis a los grados de libertad.

Tabla 2.12: grados de libertad purificación 2

Ecuaciones	13
VARIABLES desconocidas	16
GL	3

Por lo tanto es necesario que el usuario ingrese 1 variable para BM: Relación entre ceniza de soda por tonelada remolacha. Para BE se deben ingresar 2 datos los cuales son: T_{35} y T_{32f} .

Este módulo al igual que el anterior tiene una parte optativa, la cual es “Ablandadores y sulfitación”. Esto se debe a que con los datos ingresados se resuelve todo el sistema y como es extenso no cabe todo en un solo módulo, por lo tanto se dividió en 2 sub-módulos.

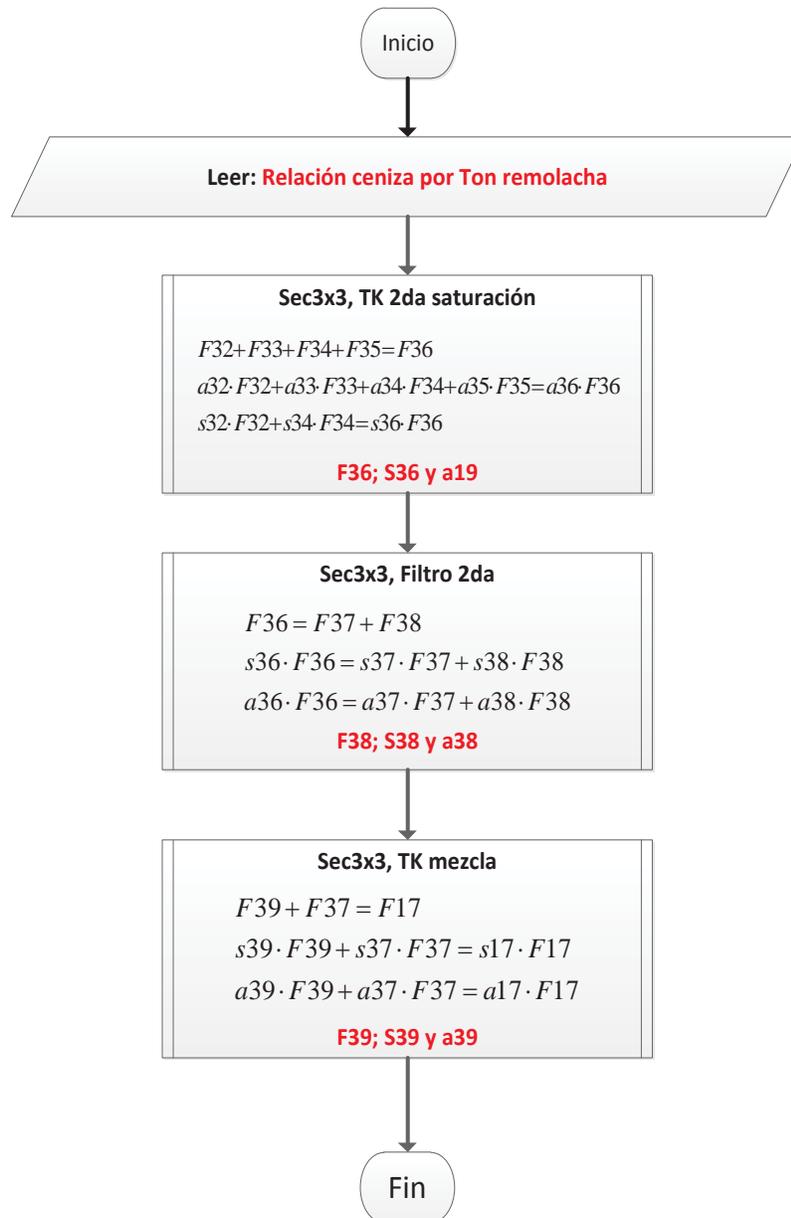


Figura 2.26: Esquema de resolución, BM purificación 2.

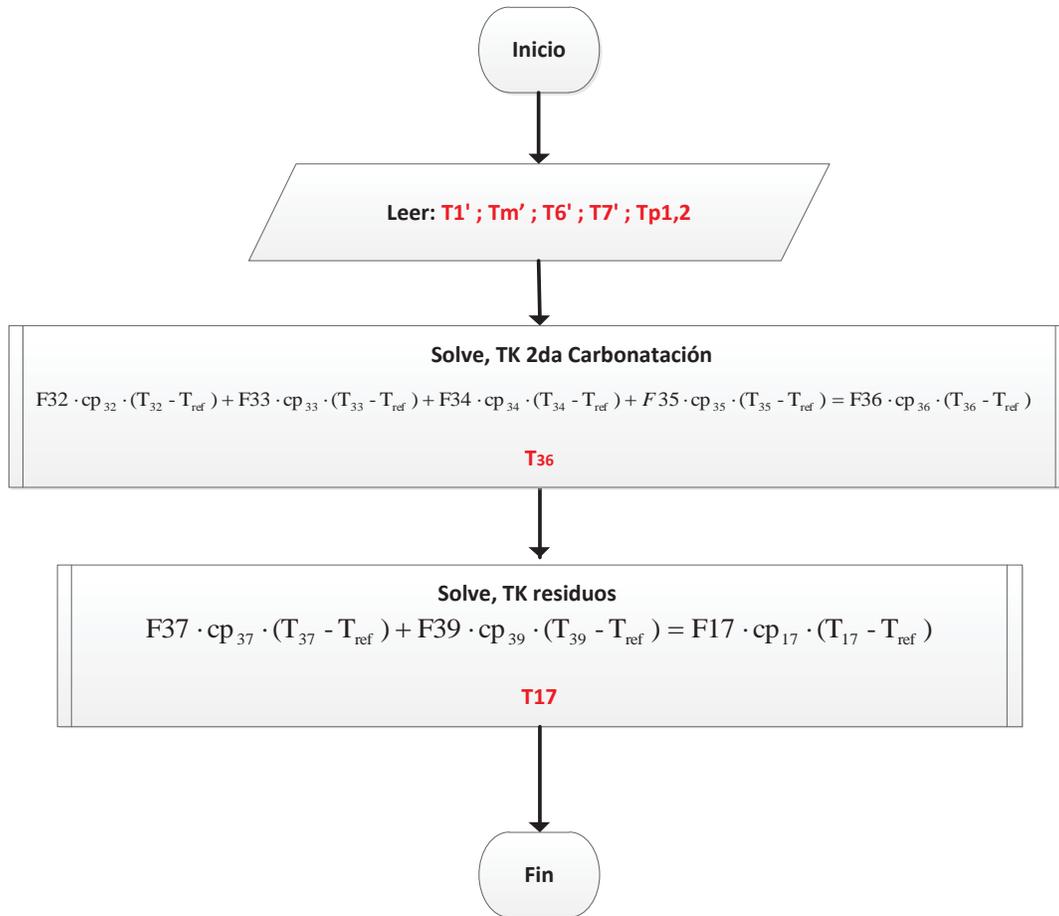


Figura 2.27: Esquema de resolución, BE purificación.

2.2.7.3 Interfaz del módulo purificación 2.

La interfaz en donde se ingresan al simulador los datos se muestra en la figura 2.28. Se tiene la opción de ver el módulo “Ablandadores y sulfitación”, seleccionando la casilla con el nombre del sub-módulo. Esto se debe a que en el módulo principal se realizan todos los cálculos. En el módulo optativo solo se escriben los datos calculados en las casillas negras.

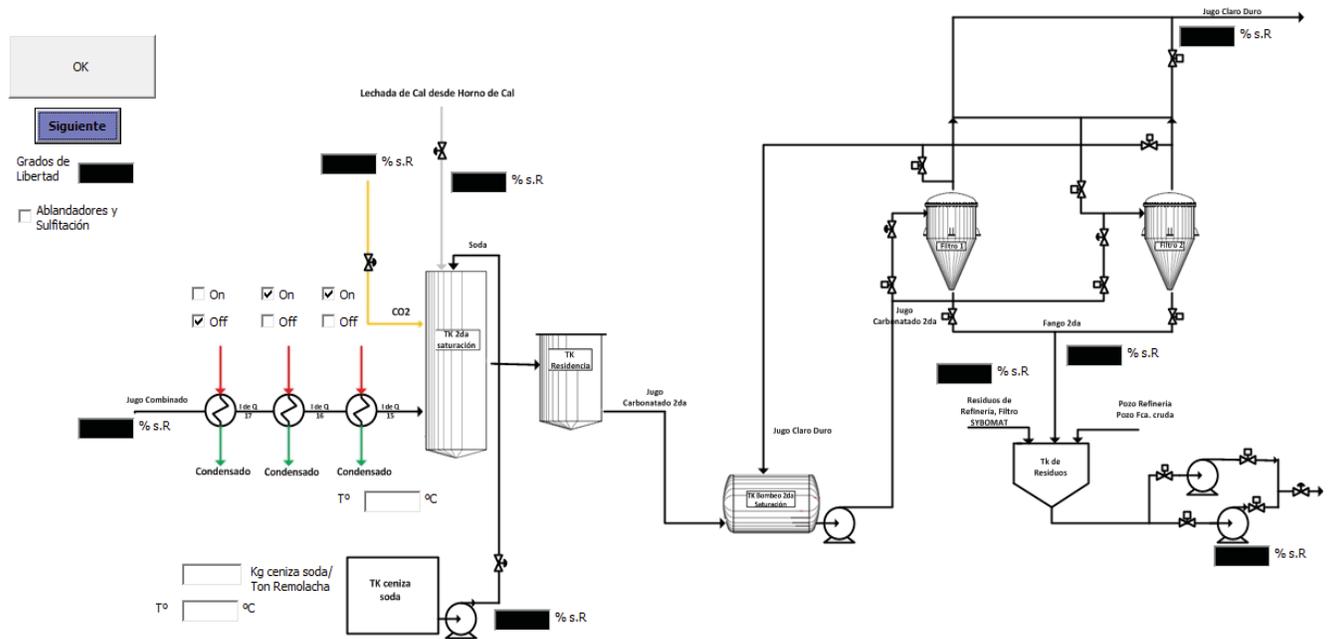


Figura 2.28: Imagen de módulo principal purificación 2.

Ablandadores y Sulfatación

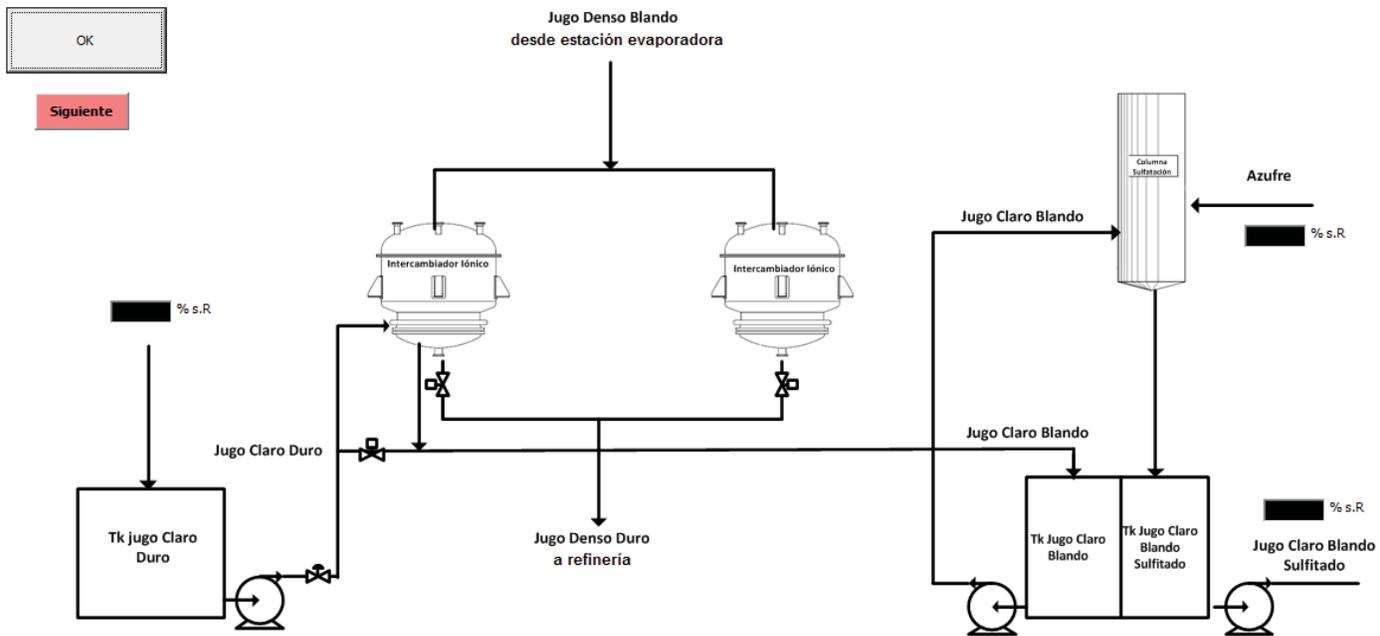


Figura 2.29: Imagen del sub- módulo decantadores y PKF

2.2.8 Pre-Evaporador.

En este módulo se considera el primer efecto al que entra el jugo en la estación evaporadora (Pre-evaporador) y los intercambiadores de calor 20, 21, 30, 32, 18, 19, 29 y 5.

Este módulo solo se encarga de recolectar datos, los cálculos se realizan en el módulo siguiente “Estación Evaporadora”.

En este efecto, es donde ingresa el jugo proveniente de las etapas de purificación, el jugo se debe concentrar, evaporando agua desde él, para esto se utiliza una estación evaporadora multiefecto. El jugo se debe calentar a una temperatura cercana a la que opera el pre-evaporador, para ello se utiliza los intercambiadores de calor mencionados.

2.2.8.1 Algoritmo de resolución.

El algoritmo en este caso es sencillo, solo recoge los datos del agua adicionada al TK jugo claro, Brüden 5 a refinería, las temperaturas de los jugos a las salidas de los precalentadores, el estado de los precalentadores y los datos de área y coeficiente de transferencia del nuevo precalentador 32.

2.2.8.2 Interfaz del módulo Pre-Evaporador.

La interfaz en donde se ingresan al simulador los datos se muestra en la figura 2.30.

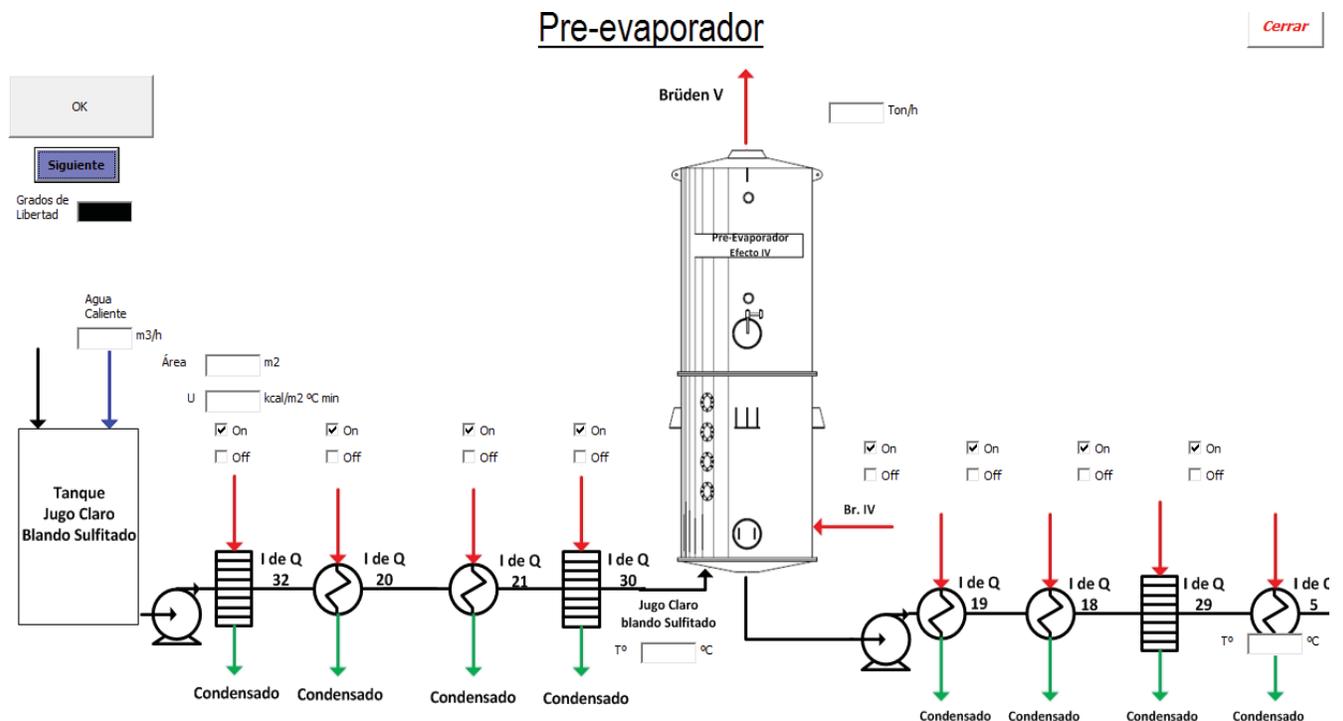


Figura 2.30: Imagen del módulo Pre-Evaporador.

2.2.9 Estación Evaporadora.

Este módulo, es el corazón del simulador, es aquí donde se realizan los balances de energía para los precalentadores, lo que sirve para cuantificar el consumo de FC, también permite resolver los balances simultáneos de masa y energía para los seis efectos que componen la estación evaporadora; se calculan además las pérdidas térmicas de sacarosa y los Brüden recuperados por los expandidores. Se cuenta además con la opción de cambiar las propiedades de los evaporadores, como son el área y el coeficiente transferencia, debido a que a medida que pasa el tiempo la estación se va incrustando, por lo tanto la eficiencia en la transferencia de calor disminuye. Los datos son suministrados al simulador en el módulo “Propiedades de equipos, Estación evaporadora”, que se ve en el capítulo 2.2.13.

2.2.9.1 Balances de masa y energía.

Para los balances de la estación evaporadora, se consideran la mayoría de los factores que se ven involucrados en esta etapa³, los cuales se muestran en el anexo “factores influyentes en la evaporación”. Además se consideran las pérdidas térmicas de sacarosa⁵ las cuales se mencionan en el anexo “Propiedades físicoquímicas de la sacarosa”. Todo lo anterior para que los balances y la simulación de la estación evaporadora sea lo más real posible y sea representativa para estudiar el impacto que produzca en la planta el sexto efecto.

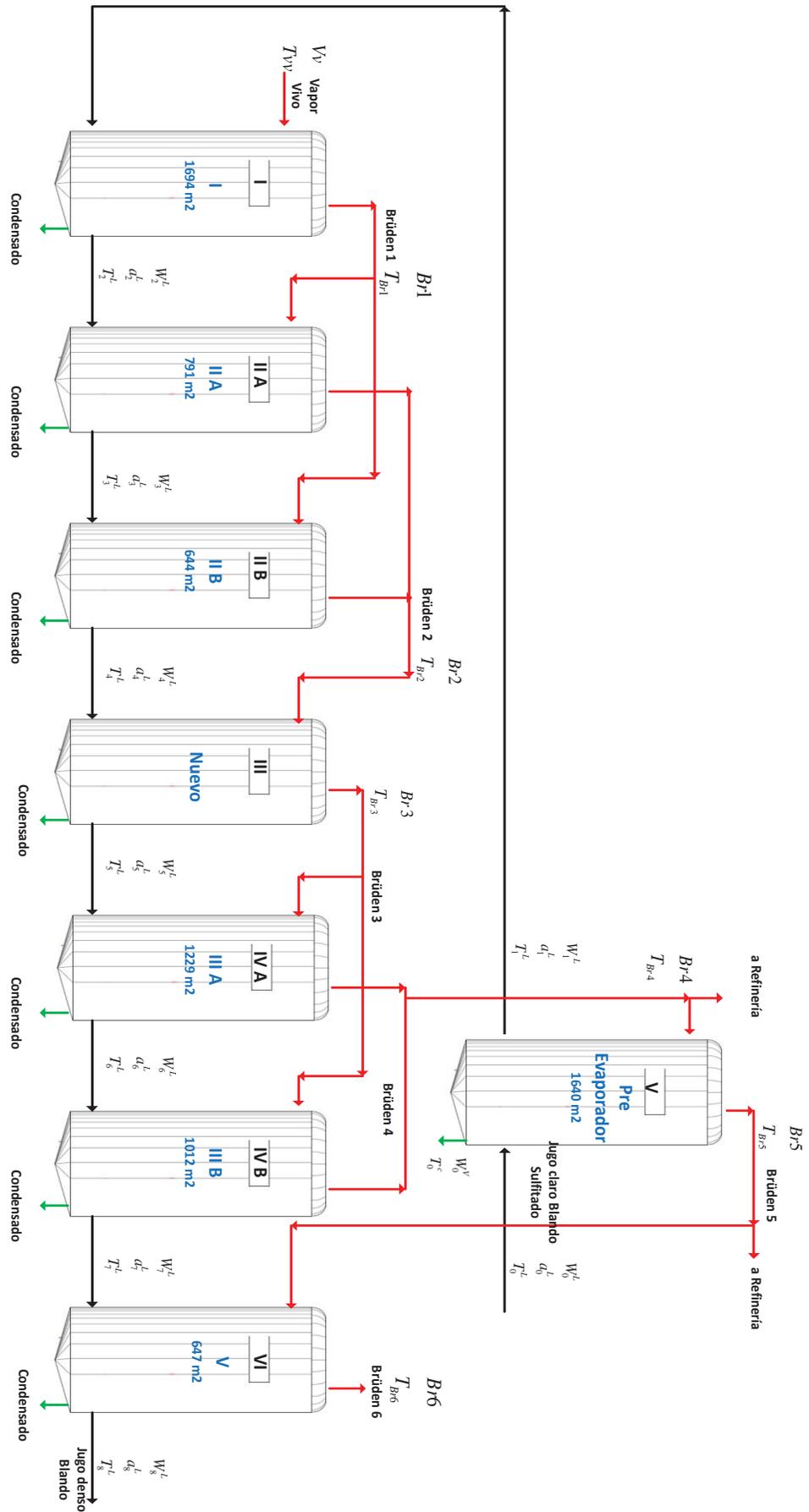


Figura 2.31: Estación Evaporadora.

Tabla 2.13: componentes de las corrientes en la estación evaporadora.

	A	S	N
W_i^L	X	X	X
Br_i	X	--	--

En general para un evaporador como el que se muestra en Figura 1.3.1 se tiene:

Balance de materia general:

$$W_0^L = W_1^L + W_1^V \quad (2.115)$$

Balance de materia al componente:

$$W_0^L \cdot c_0^L = W_1^L \cdot c_1^L + W_1^V \quad (2.116)$$

Balance de energía:

$$W_0^S \cdot H_0^S + W_0^L \cdot h_0^L = W_1^C \cdot h_1^C + W_1^L \cdot h_1^L + W_1^V \cdot H_1^V \quad (2.117)$$

$$Q = W_0^S \cdot H_0^S - W_1^C \cdot h_1^C = W_0^S \cdot (H_0^S - h_1^C) \quad (2.118)$$

$$Ape_i = T_i^L - T_i^V \quad (2.119)$$

Dónde:

Ape_i : Aumento del punto de ebullición⁸.

$$H_{i^V} = \lambda(T_i^V)$$

Calor de Vaporización, de ecuación de Regnault⁹:

$$\lambda_c(T) = 606,5 - 0,695 \cdot T$$

λ_c : Calor de cambio de estado líquido-vapor para el agua en kcal/kg.

T : Temperatura en °C.

$$h_i^L = Cp_i^L \cdot (T_{ref} - T_i^L)$$

T_{ref} se refiere a una temperatura de referencia, en el caso de estos Balances. Se utilizara como $T_{ref} = T_i^L$, para simplificar los cálculos.

$$Q = U_{Ap} \cdot A \cdot \Delta T_{Ap} = U_{Ap} \cdot A \cdot (T_{i-1}^V - T_i^L)$$

Los U_{Ap} y las A de los efectos, se obtuvieron del simulador⁶ anterior con que constaba IANSA.

Pre-Evaporador:

$$\text{BMG: } W_0^L = W_1^L + Br5 \quad (2.120)$$

$$\text{BMA: } W_0^L \cdot a_0^L = W_1^L \cdot a_1^L + Br5 \quad (2.121)$$

⁸ Bubnik Etal, Sugar Technologists Manual 8th edition.

⁹ José Luis Galán García. Sistemas de unidades físicas. Capitulo VII,28-12.

$$\text{BE: } Br4^L \cdot H_4^V + W_0^L \cdot h_0^L = Br4^L \cdot h_1^C + W_1^L \cdot h_1^L + Br5 \cdot H_1^V \quad (2.122)$$

$$\text{BQ: } Br4^L \cdot (H_4^V - h_1^C) = U_{Pre} \cdot A_{Pre} \cdot (T_{Br4} - T_1^L) \quad (2.123)$$

$$Ape_{Pre} = T_1^L - T_{Br5} \quad (2.124)$$

Efecto 1:

$$\text{BMG: } W_1^L = W_2^L + Br1 \quad (2.125)$$

$$\text{BMA: } W_1^L \cdot a_1^L = W_2^L \cdot a_2^L + Br1 \quad (2.126)$$

$$\text{BE: } Vv \cdot H_0^V + W_1^L \cdot h_1^L = Vv \cdot h_2^C + W_2^L \cdot h_2^L + Br1 \cdot H_1^V \quad (2.127)$$

$$\text{BQ: } Vv \cdot (H_1^V - h_2^C) = U_1 \cdot A_1 \cdot (T_{Vv} - T_2^L) \quad (2.128)$$

$$Ape_1 = T_2^L - T_{Br1} \quad (2.129)$$

Efecto 2A:

$$\text{BMG: } W_2^L = W_3^L + Br2A \quad (2.130)$$

$$\text{BMA: } W_2^L \cdot a_2^L = W_3^L \cdot a_3^L + Br2A \quad (2.131)$$

$$\text{BE: } Br1^L \cdot H_1^V + W_2^L \cdot h_2^L = Br1^L \cdot h_3^C + W_3^L \cdot h_3^L + Br2A \cdot H_2^V \quad (2.132)$$

$$\text{BQ: } Br1^L \cdot (H_1^V - h_3^C) = U_{2A} \cdot A_{2A} \cdot (T_{Br1} - T_3^L) \quad (2.133)$$

$$Ape_{2A} = T_3^L - T_{Br2A} \quad (2.134)$$

Efecto 2B:

$$\text{BMG: } W_3^L = W_4^L + Br2B \quad (2.135)$$

$$\text{BMA: } W_3^L \cdot a_3^L = W_4^L \cdot a_4^L + Br2B \quad (2.136)$$

$$\text{BE: } Br1^L \cdot H_1^V + W_3^L \cdot h_3^L = Br1^L \cdot h_4^C + W_4^L \cdot h_4^L + Br2B \cdot H_2^V \quad (2.137)$$

$$\text{BQ: } Br1^L \cdot (H_1^V - h_4^C) = U_{2B} \cdot A_{2B} \cdot (T_{Br1} - T_4^L) \quad (2.138)$$

$$Ape_{2B} = T_4^L - T_{Br2B} \quad (2.139)$$

Efecto 3:

$$\text{BMG: } W_4^L = W_5^L + Br3 \quad (2.140)$$

$$\text{BMA: } W_4^L \cdot a_4^L = W_5^L \cdot a_5^L + Br3 \quad (2.141)$$

$$\text{BE: } Br2^L \cdot H_2^V + W_4^L \cdot h_4^L = Br2^L \cdot h_5^C + W_5^L \cdot h_5^L + Br3 \cdot H_3^V \quad (2.142)$$

$$\text{BQ: } Br2^L \cdot (H_2^V - h_5^C) = U_3 \cdot A_3 \cdot (T_{Br2} - T_5^L) \quad (2.143)$$

$$Ape_3 = T_5^L - T_{Br3} \quad (2.144)$$

Efecto 4A:

$$\text{BMG: } W_5^L = W_6^L + Br4A \quad (2.145)$$

$$\text{BMA: } W_5^L \cdot a_5^L = W_6^L \cdot a_6^L + Br4A \quad (2.146)$$

$$\text{BE: } Br3' \cdot H_3^V + W_5^L \cdot h_5^L = Br3' \cdot h_6^C + W_6^L \cdot h_6^L + Br4A \cdot H_4^V \quad (2.147)$$

$$\text{BQ: } Br3' \cdot (H_3^V - h_6^C) = U_{4A} \cdot A_{4A} \cdot (T_{Br3} - T_6^L) \quad (2.148)$$

$$Ape_{4A} = T_6^L - T_{Br4A} \quad (2.149)$$

Efecto 4B:

$$\text{BMG: } W_6^L = W_7^L + Br4B \quad (2.150)$$

$$\text{BMA: } W_6^L \cdot a_6^L = W_7^L \cdot a_7^L + Br4B \quad (2.151)$$

$$\text{BE: } Br3' \cdot H_3^V + W_6^L \cdot h_6^L = Br3' \cdot h_7^C + W_7^L \cdot h_7^L + Br4B \cdot H_4^V \quad (2.152)$$

$$\text{BQ: } Br3' \cdot (H_3^V - h_7^C) = U_{4B} \cdot A_{4B} \cdot (T_{Br3} - T_7^L) \quad (2.153)$$

$$Ape_{4B} = T_7^L - T_{Br4B} \quad (2.154)$$

Efecto 6:

$$\text{BMG: } W_7^L = W_8^L + Br6 \quad (2.155)$$

$$\text{BMA: } W_7^L \cdot a_7^L = W_8^L \cdot a_8^L + Br6 \quad (2.156)$$

$$\text{BE: } Br5' \cdot H_5^V + W_7^L \cdot h_7^L = Br5' \cdot h_8^C + W_8^L \cdot h_8^L + Br6 \cdot H_6^V \quad (2.157)$$

$$\text{BQ: } Br5' \cdot (H_5^V - h_8^C) = U_6 \cdot A_6 \cdot (T_{Br5} - T_8^L) \quad (2.158)$$

$$Ape_6 = T_8^L - T_{Br6} \quad (2.159)$$

2.2.9.2 Algoritmo de resolución.

El algoritmo busca la resolución de los sistemas de ecuaciones que se general al resolver los balances de materia y energía, para ello se realiza un análisis a los grados de libertad.

Tabla 2.14: grados de libertad Estación Evaporadora

Ecuaciones.	40
Variables desconocidas	45
GL	5

Por lo tanto es necesario que el usuario ingrese 2 variables para BM: Brúden 4 a refinería y materia seca del jugo denso (a_8^L).

Para BE se deben ingresar 3 datos los cuales son: U_3, A_3 y T_{1f}^L .

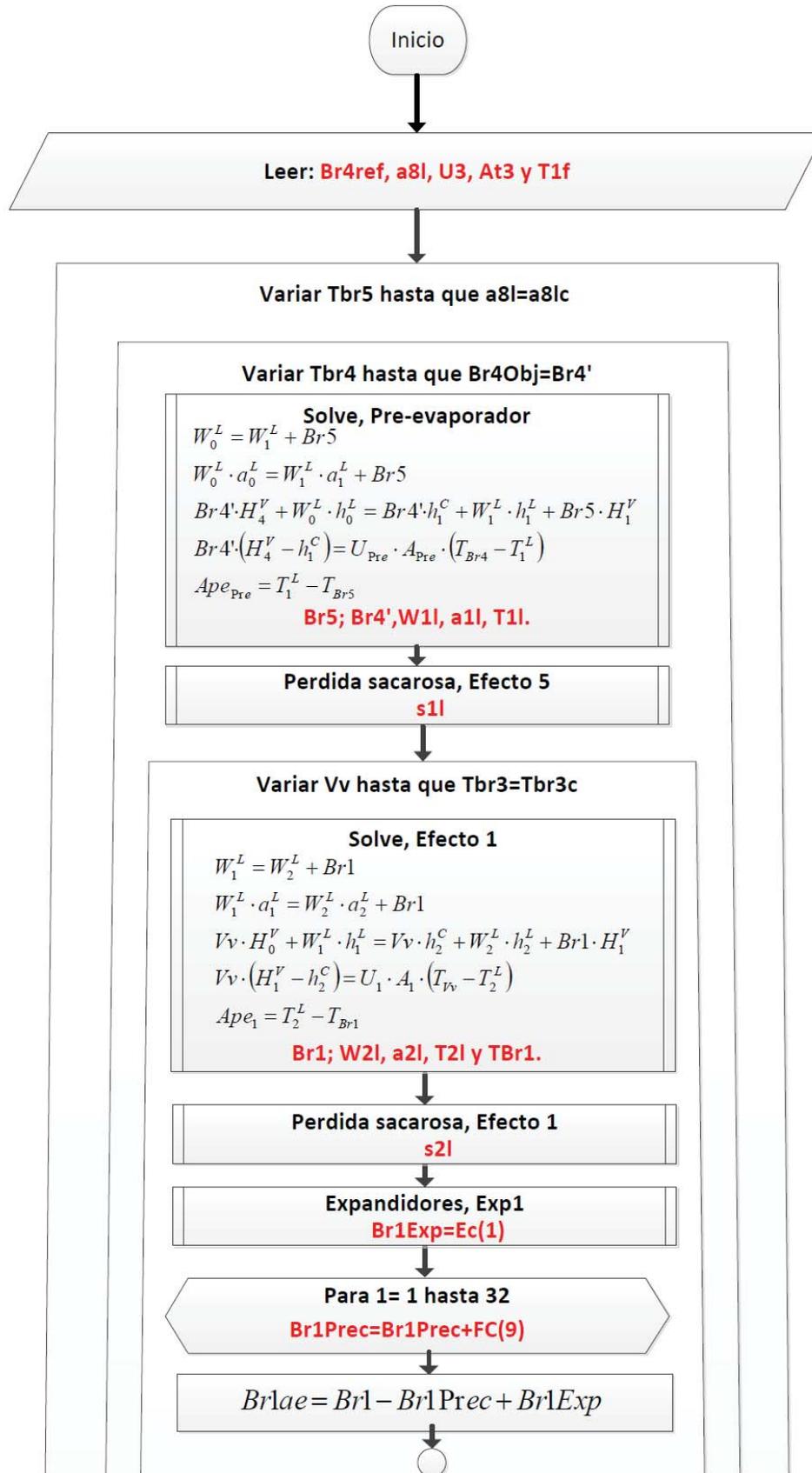


Figura 2.32: Esquema de resolución, Estación Evaporadora parte 1.

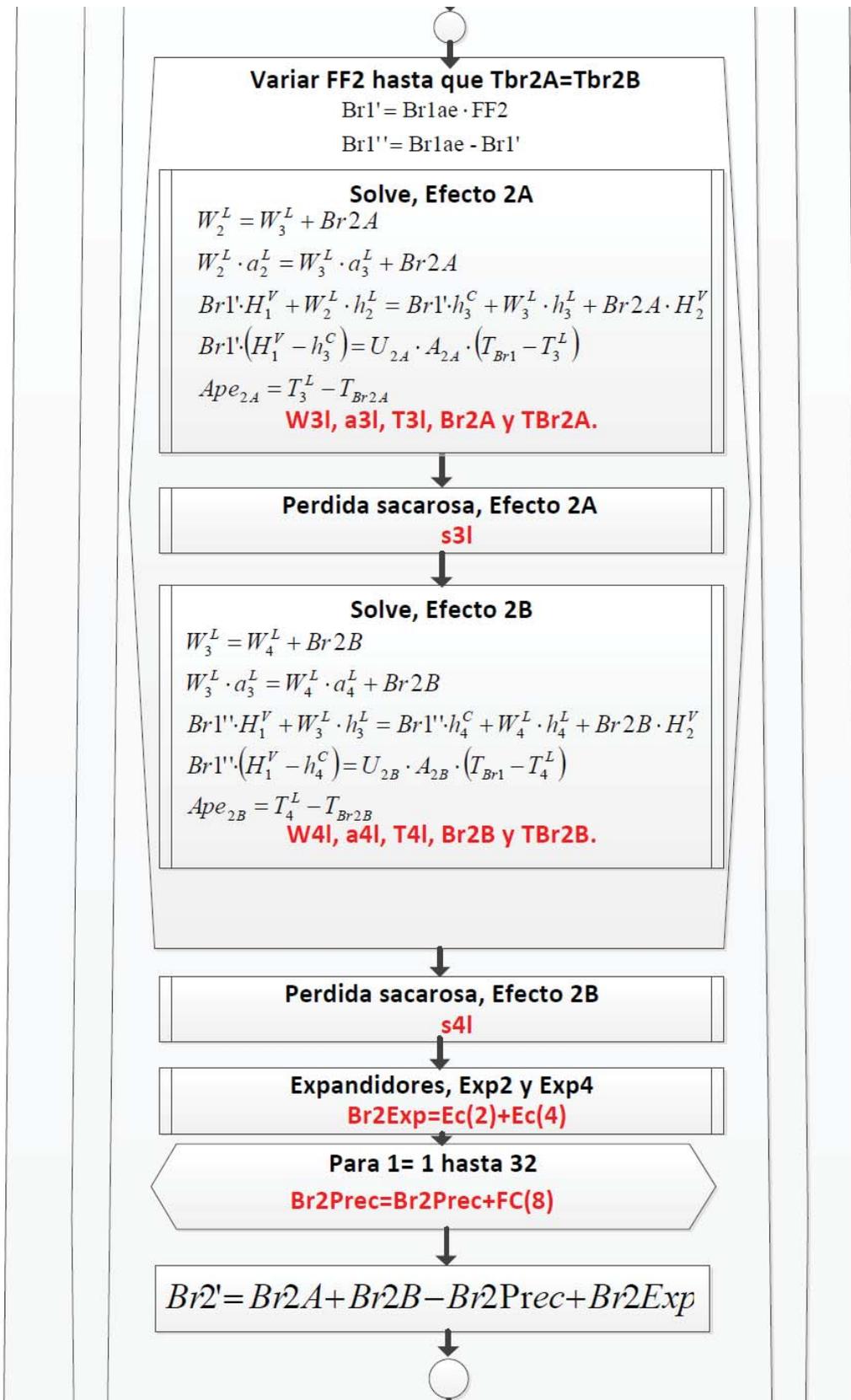


Figura 2.33: Esquema de resolución, Estación Evaporadora parte 2.

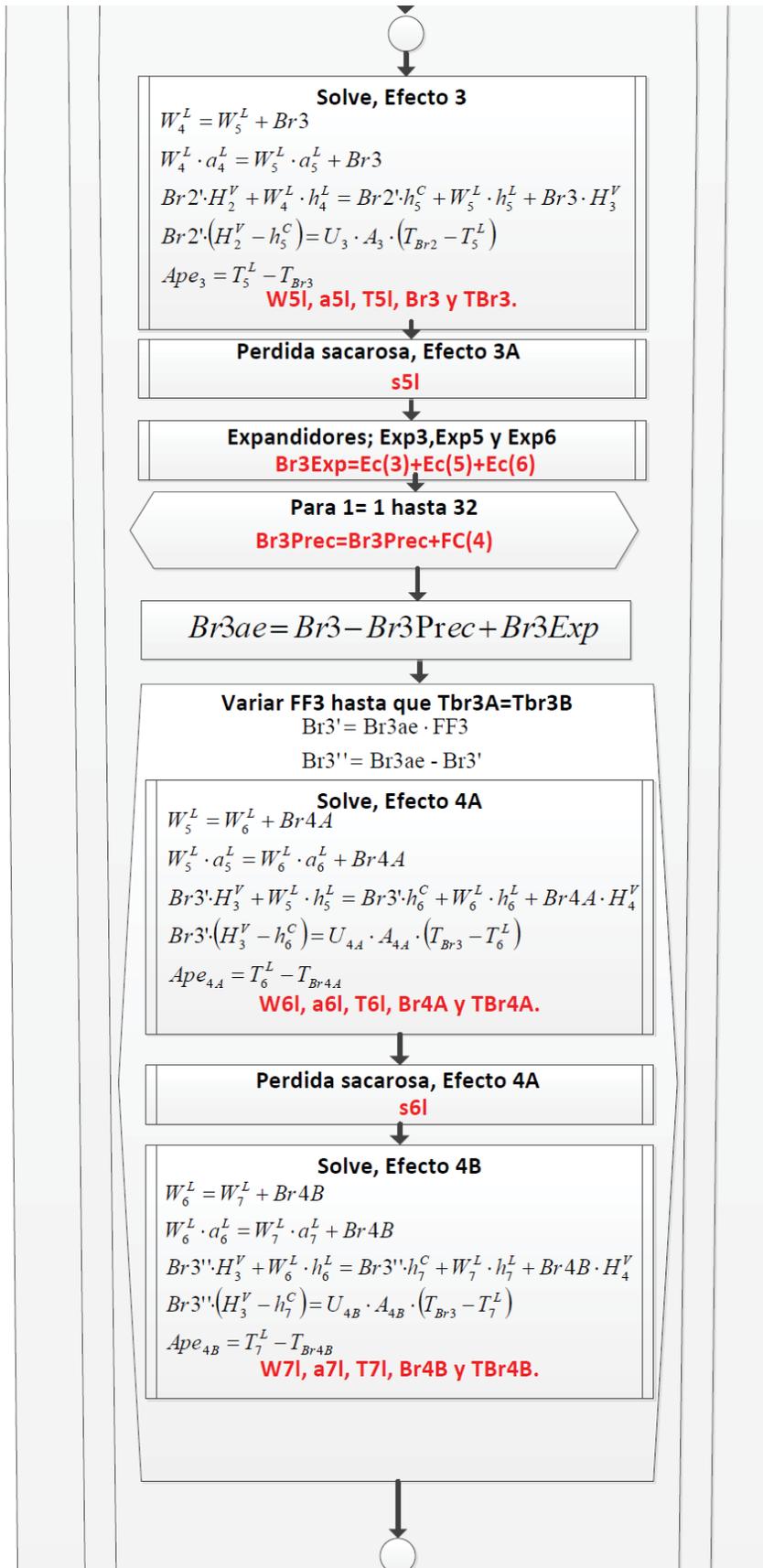


Figura 2.34: Esquema de resolución, Estación Evaporadora parte 3

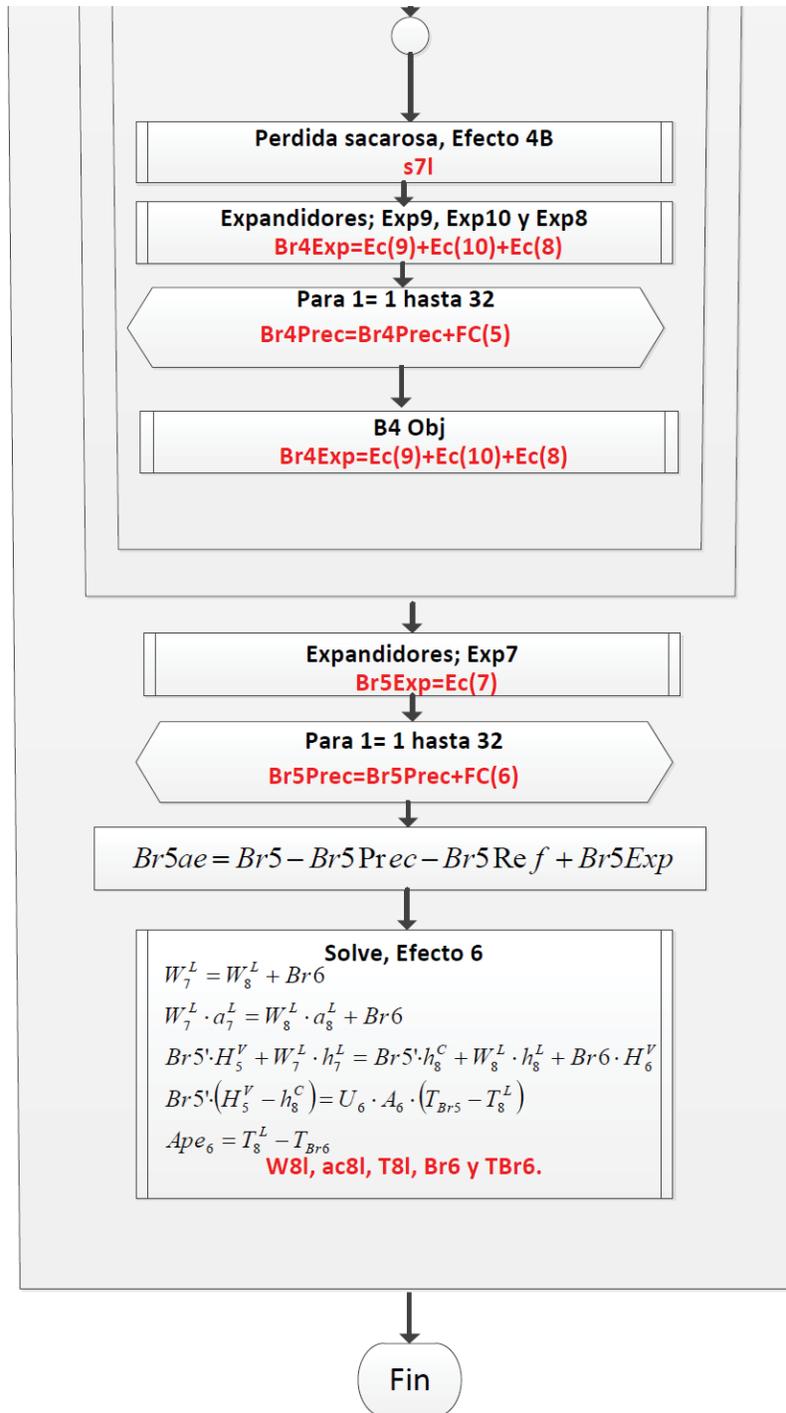


Figura 2.35: Esquema de resolución, Estación Evaporadora parte 4

2.2.9.3 Interfaz del módulo Estación evaporadora.

La interfaz en donde se ingresan al simulador los datos se muestra en la figura 2.32. Se tiene la opción para variar los datos del nuevo efecto. En el módulo van indicados en color azul los números de los efectos actuales y en negro como quedarían al adicionar uno nuevo.

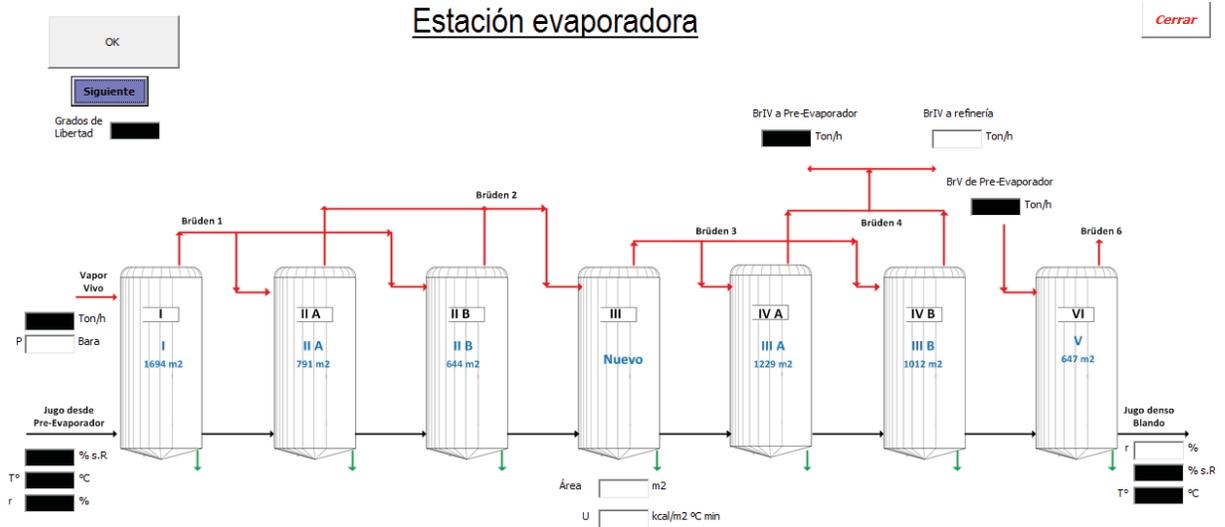


Figura 2.36: Imagen del módulo Estación Evaporadora.

2.2.10 Refinería.

En este módulo se considera refinería, la que cuenta con las siguientes etapas: Filtrado de licor estándar, paila, tachos cocedores A, centrífugas A, tachos cocedores B, centrífugas B, tachos cocedores C, centrífugas C, centrífugas de afinación e intercambiadores de calor 27 y 28.

La refinería es una etapa compleja en el proceso azucarero, debido a que es aquí donde se determinan algunos parámetros importantes del azúcar, como la granulometría. Con la refinación del azúcar se busca aprovechar al máximo su extracción, la que viene disuelta en el jugo denso, desde la estación evaporadora. Para lograr esto, el jugo denso se mezcla con azúcar B, proveniente de las centrífugas B, azúcar C afinada, proveniente de las centrífugas de afinación, y siropo blanco A proveniente de las centrífugas A. Esta mezcla es llamada licor estándar, la cual alimenta los tachos cocedores A, los tachos A también son alimentados con semilla, que es azúcar sumamente fina, luego el tacho es llevado al punto de sobresaturación en el cual se produce el crecimiento de los granos. Una vez alcanzado el tamaño de grano deseado, se descarga la masa cocida A y depositada en las centrífugas A, desde donde se obtiene el producto principal que es el azúcar y dos tipos de siropo, el verde y el blanco, los que son distribuidos a la refinería.

2.2.10.1 Balances de masa y energía.

La refinación de azúcar es un proceso complejo, pero para el propósito del simulador se tratará como un sistema continuo y no batch, como es en la realidad. Esto debido a que lo importante es el consumo energético que ocurre en esta etapa. La energía que se debe suministrar para llevar el

jugo al estado de sobresaturación en el cual hay crecimiento de cristales y la necesaria para hacerlos crecer al tamaño deseado, es la que se calculará. Al no ser considerado un proceso batch, el factor tiempo no influye, por lo tanto, la energía consumida en el tiempo de un cocimiento, será la indicada por el simulador.

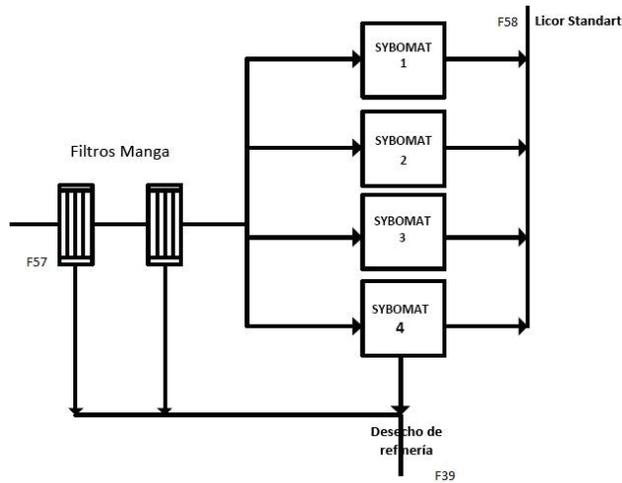


Figura 2.37: Filtros licor estándar.

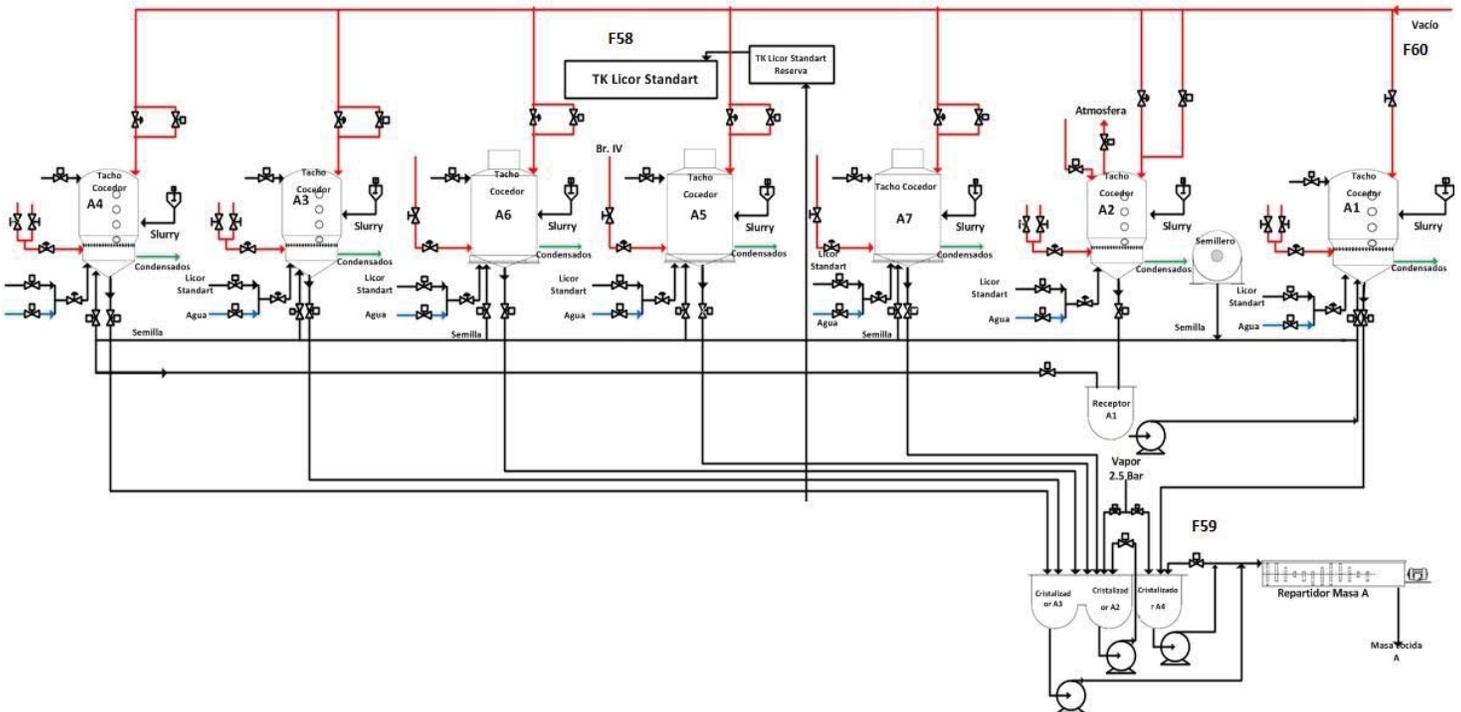


Figura 2.38: Tachos cocedores A.

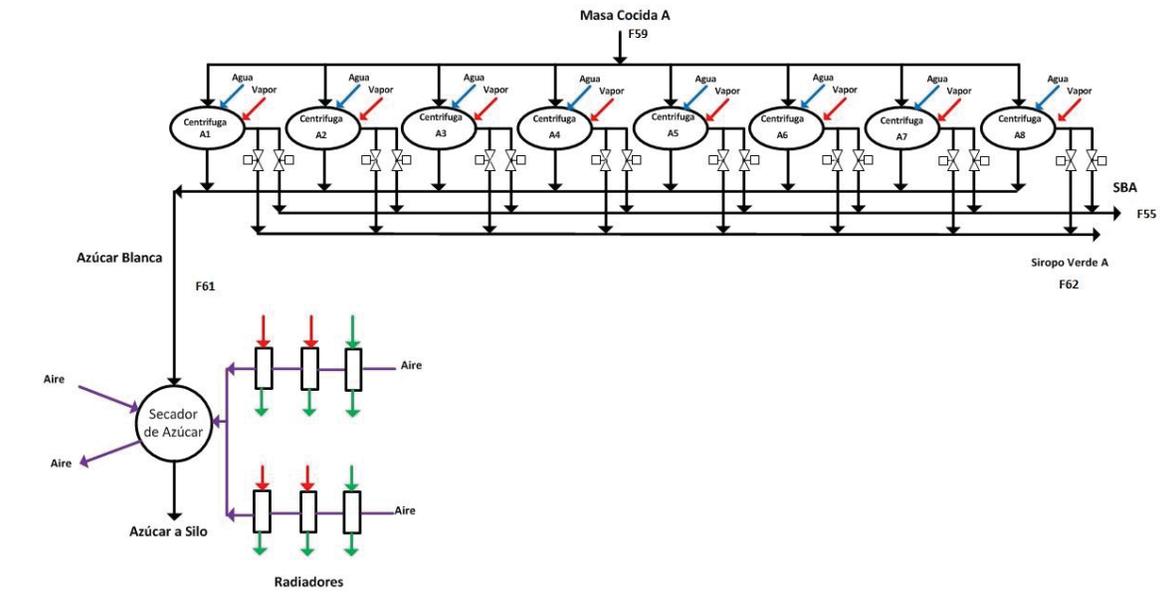


Figura 2.39: Cristalización y centrifugación A.

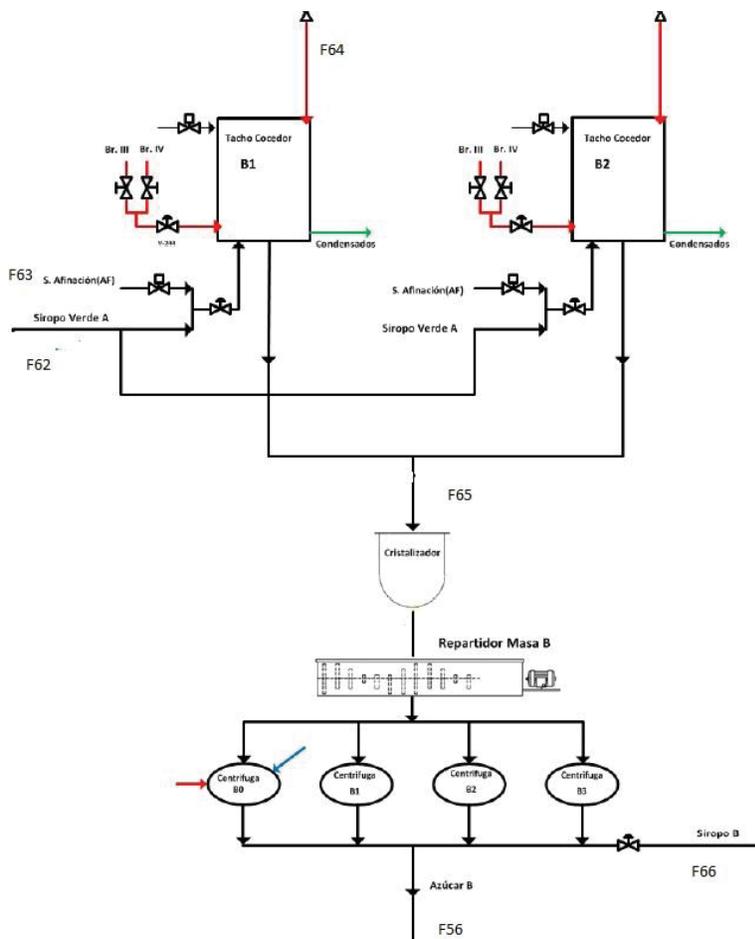


Figura 2.40: Cristalización y centrifugación B

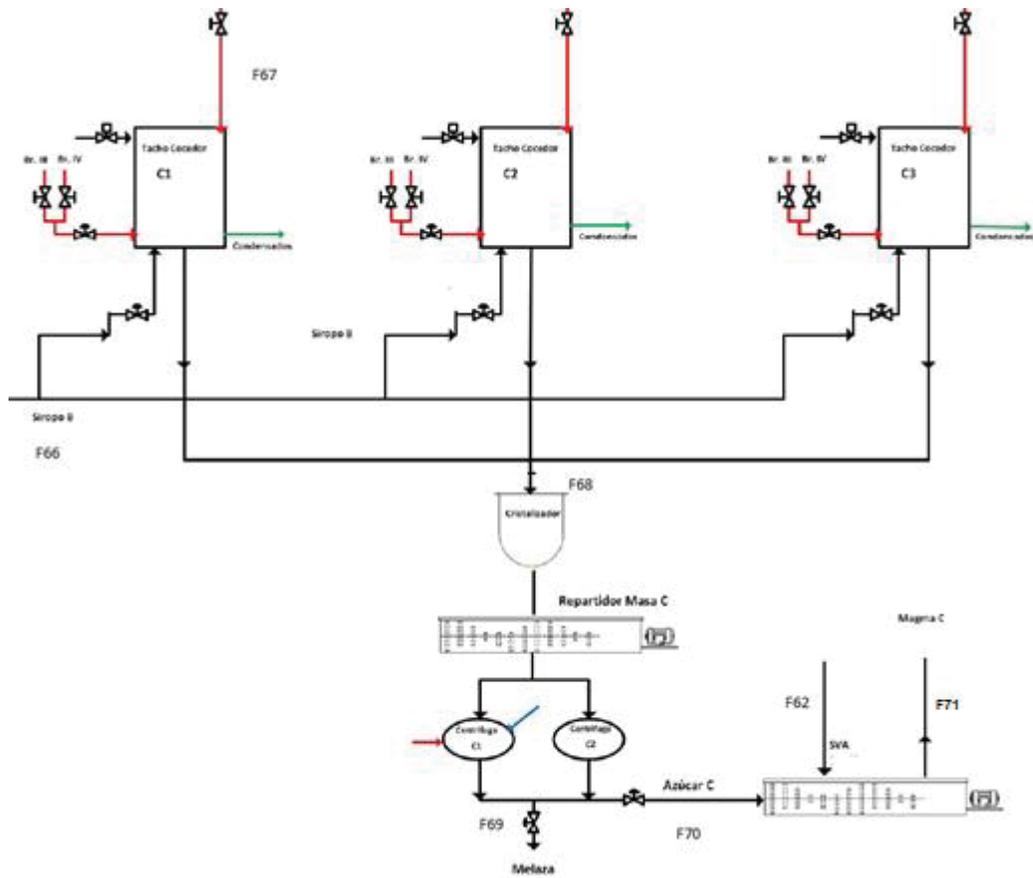


Figura 2.41: Cristalización y centrifugación C

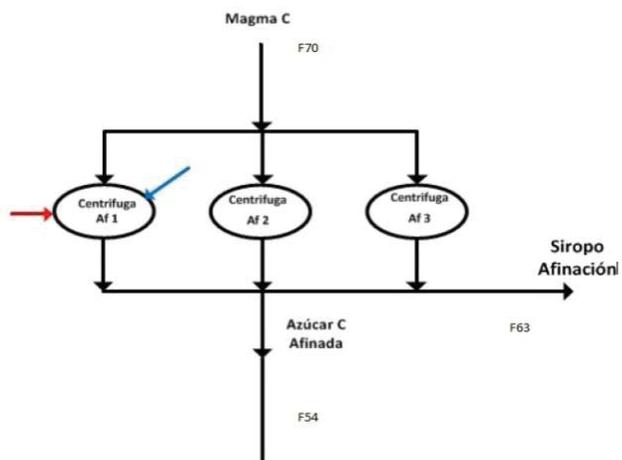


Figura 2.42: Centrifugas de afinación.

Tabla 2.15: componentes de las corrientes de refinería.

	A	S	N
F57	X	X	X
F39	X	X	X
F58	X	X	X
F59	X	X	X
F60	X	--	--
F61	X	X	--
F62	X	X	X
F63	--	--	X
F64	--	--	X
F65	--	--	X
F66	X	--	--
F67	X	--	--
F68	X	X	X
F69	X	X	X
F70	X	X	X
F71	X	X	X

BALANCE DE MASA:

Filtros:

$$\text{BMG: } F57 = F58 + F39 \quad (2.160)$$

$$\text{BMA: } a57 \cdot F57 = a58 \cdot F58 + a39 \cdot F39 \quad (2.161)$$

$$\text{BMS: } s57 \cdot F57 = s58 \cdot F58 + s39 \cdot F39 \quad (2.162)$$

$$T_{57} = T_{58} = T_{39}$$

Tachos A:

$$\text{BMG: } F59 = F55 + F61 + F62 \quad (2.163)$$

$$\text{BMA: } a58 \cdot F58 = a59 \cdot F59 + F60 \quad (2.164)$$

$$\text{BMS: } s58 \cdot F58 = s59 \cdot F59 \quad (2.165)$$

Centrifugas A:

$$\text{BMG: } F59 + Ac_A = F55 + F61 + F62 \quad (2.166)$$

$$\text{BMA: } a59 \cdot F59 + Ac_A = a55 \cdot F55 + a61 \cdot F61 + a62 \cdot F62 \quad (2.167)$$

$$\text{BMS: } s59 \cdot F59 = s55 \cdot F55 + s61 \cdot F61 + s62 \cdot F62 \quad (2.168)$$

Tachos B:

$$\text{BMG: } F62 + F63 = F64 + F65 \quad (2.169)$$

$$\text{BMA: } a62 \cdot F62 + a63 \cdot F63 = a65 \cdot F65 + F64 \quad (2.170)$$

$$\text{BMS: } s62 \cdot F62 + s63 \cdot F63 = s65 \cdot F65 \quad (2.171)$$

Centrifugas B:

$$\text{BMG: } F_{65} + A_{c_B} = F_{56} + F_{66} \quad (2.172)$$

$$\text{BMA: } a_{65} \cdot F_{65} + A_{c_B} = a_{56} \cdot F_{56} + a_{66} \cdot F_{66} \quad (2.173)$$

$$\text{BMS: } s_{65} \cdot F_{65} = s_{56} \cdot F_{56} + s_{66} \cdot F_{66} \quad (2.174)$$

Tachos C:

$$\text{BMG: } F_{66} = F_{67} + F_{68} \quad (2.175)$$

$$\text{BMA: } a_{66} \cdot F_{66} = a_{68} \cdot F_{68} + F_{67} \quad (2.176)$$

$$\text{BMS: } s_{66} \cdot F_{66} = s_{68} \cdot F_{68} \quad (2.177)$$

Centrifugas C:

$$\text{BMG: } F_{68} = F_{69} + F_{70} \quad (2.178)$$

$$\text{BMA: } a_{68} \cdot F_{68} = a_{69} \cdot F_{69} + a_{70} \cdot F_{70} \quad (2.179)$$

$$\text{BMS: } s_{68} \cdot F_{68} = s_{69} \cdot F_{69} + s_{70} \cdot F_{70} \quad (2.180)$$

Magma:

$$\text{BMG: } F_{70} + F_{62} = F_{71} \quad (2.181)$$

$$\text{BMA: } a_{70} \cdot F_{70} + a_{62} \cdot F_{62} = a_{71} \cdot F_{71} \quad (2.182)$$

$$\text{BMS: } s_{70} \cdot F_{70} + s_{62} \cdot F_{62} = s_{71} \cdot F_{71} \quad (2.183)$$

Centrifugas Afinación:

$$\text{BMG: } F_{71} + A_{c_{AF}} = F_{54} + F_{63} \quad (2.184)$$

$$\text{BMA: } a_{71} \cdot F_{71} + A_{c_{AF}} = a_{54} \cdot F_{54} + a_{63} \cdot F_{63} \quad (2.185)$$

$$\text{BMS: } s_{71} \cdot F_{71} = s_{54} \cdot F_{54} + s_{63} \cdot F_{63} \quad (2.186)$$

BALANCE DE ENERGIA:

Tachos:

La temperatura de la masa cocida, es la temperatura de saturación del agua a la presión de vacío del tacho, adicionándole el aumento en el punto de ebullición correspondiente.

$$FC_i \cdot H_i^V = F_{AEVAP_i} \cdot H_{TVACIO}^V + F_{AEVAP_i} \cdot h_{AEVAP_i} - (F_{Jalim_i} \cdot h_{Jalim_i} + Sem_i \cdot h_{Sem_i}) + \Delta H_{Cristalización} \quad (2.187)$$

FC : Fluido calefactor, puede ser elegido por el usuario.

F_{AEVAP} : Agua evaporada en tacho.

F_{Jalim_i} : Jugo alimentado al tacho.

Sem : Semilla agregada al cocimiento.

Centrífugas: Los siropos verdes, se sacan de las centrífugas antes de adicionarles el agua a éstas,

saliendo a igual temperatura que la masa cocida; además se ha supuesto que los siropos blancos, tienen igual temperatura que el azúcar al abandonar las centrífugas.

$$F_{MC} \cdot h_{MC} + Ac \cdot h_{Ac} = Azúcar_i \cdot h_{Azúcar} + S_{Blanco} \cdot h_{S_{Blanco}} \quad (2.188)$$

F_{MC} : Masa Cocida.

Ac : Agua a centrifugas.

S_{Blanco} : Siropo blanco.

Magma:

$$F70 \cdot Cp_{70} \cdot (T_{70} - T_{ref}) + F62 \cdot Cp_{62} \cdot (T62 - T_{ref}) = F71 \cdot Cp_{71} \cdot (T_{71} - T_{ref}) \quad (2.189)$$

2.2.10.2 Algoritmo de resolución.

El algoritmo busca la resolución de los sistemas de ecuaciones que se generan al resolver los balances de materia y energía, para ello se realiza un análisis a los grados de libertad.

Tabla 2.16: Grados de libertad Refinería.

Ecuaciones.	27
Variables desconocidas	30
GL	5

Por lo tanto es necesario que el usuario ingrese 3 variables para BM: % Semilla, a59 y Eficiencia planta.

Para BE se deben ingresar 2 datos los cuales son: Presión de vacío Tachos y T57f.

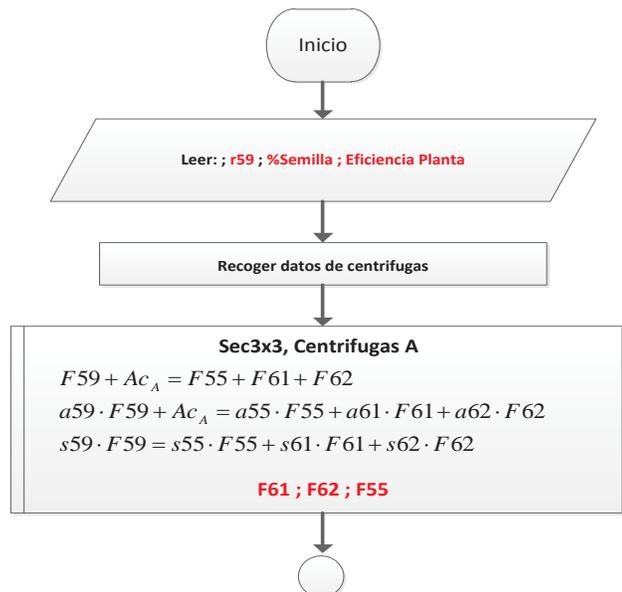


Figura 2.43: Esquema de resolución, BM Refinería parte 1.

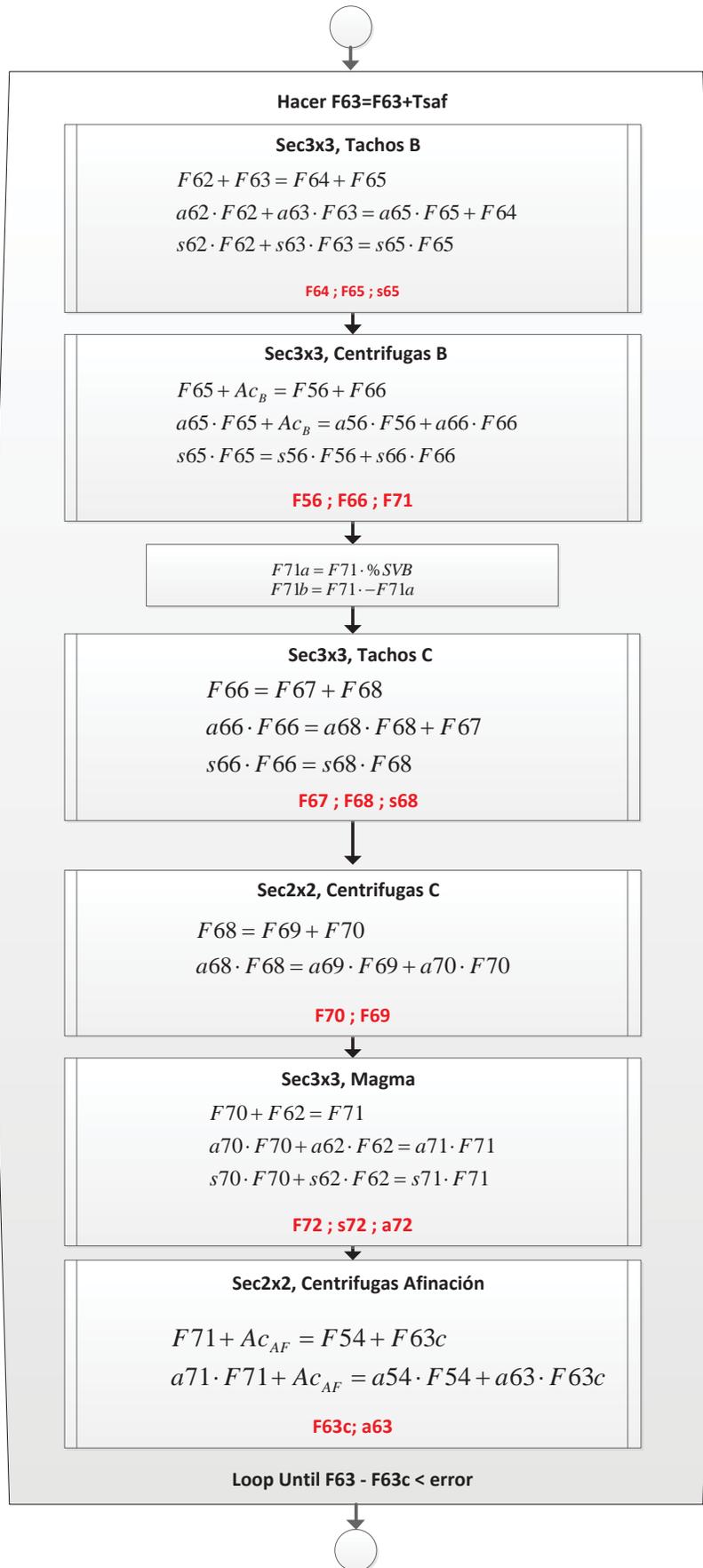


Figura 2.44: Esquema de resolución, BM Refinería parte 2.

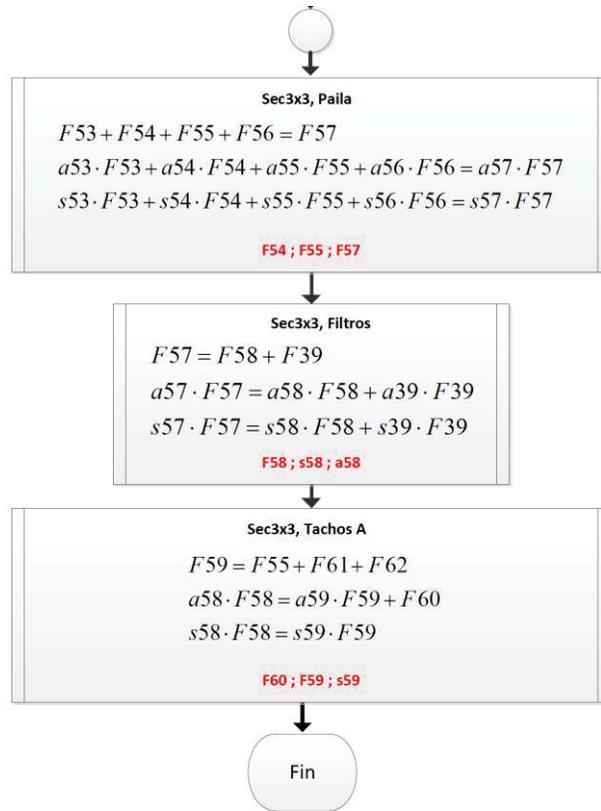


Figura 2.45: Esquema de resolución, BM Refinería parte 3.

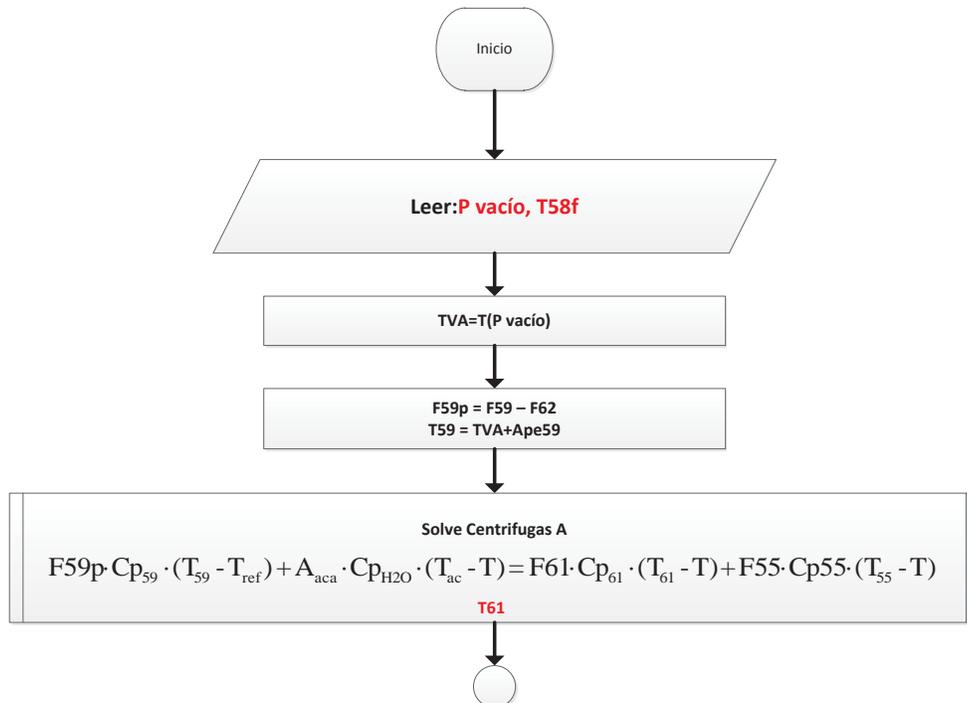


Figura 2.46: Esquema de resolución, BE Refinería parte 1.

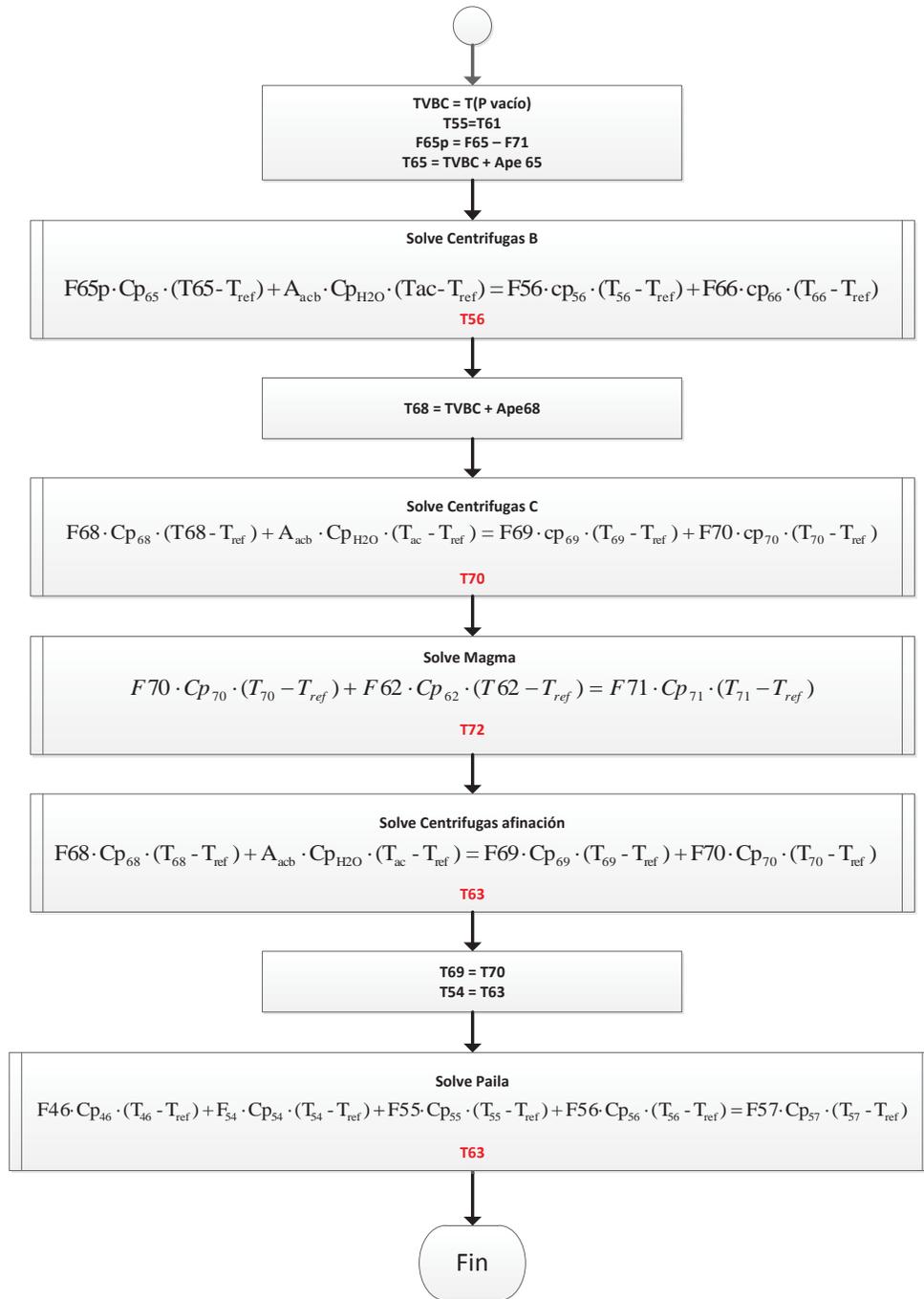


Figura 2.47: Esquema de resolución, BE Refinería parte 2.

2.2.10.3 Interfaz del módulo Refinería.

La interfaz en donde se ingresan al simulador los datos se muestra en la figura 2.48. Refinería, está compuesta de 3 sub-módulos principales y 2 optativos. En el tercer sub-módulo principal se tiene la opción para ver los optativos refiriéndose a ellos como “Resto de refinería”, en los cuales solo se entregan datos en las casillas negras al usuario. En el sub-módulo principal 1, se ingresan los datos para poder resolver los balances de masa. En el sub-módulo principal 2 el usuario cuenta con la

posibilidad de elegir los tachos que estarán en funcionamiento, como el tipo de fluido calefactor para cada uno y en el sub-módulo principal 3 se resuelve el tema del secado de azúcar.

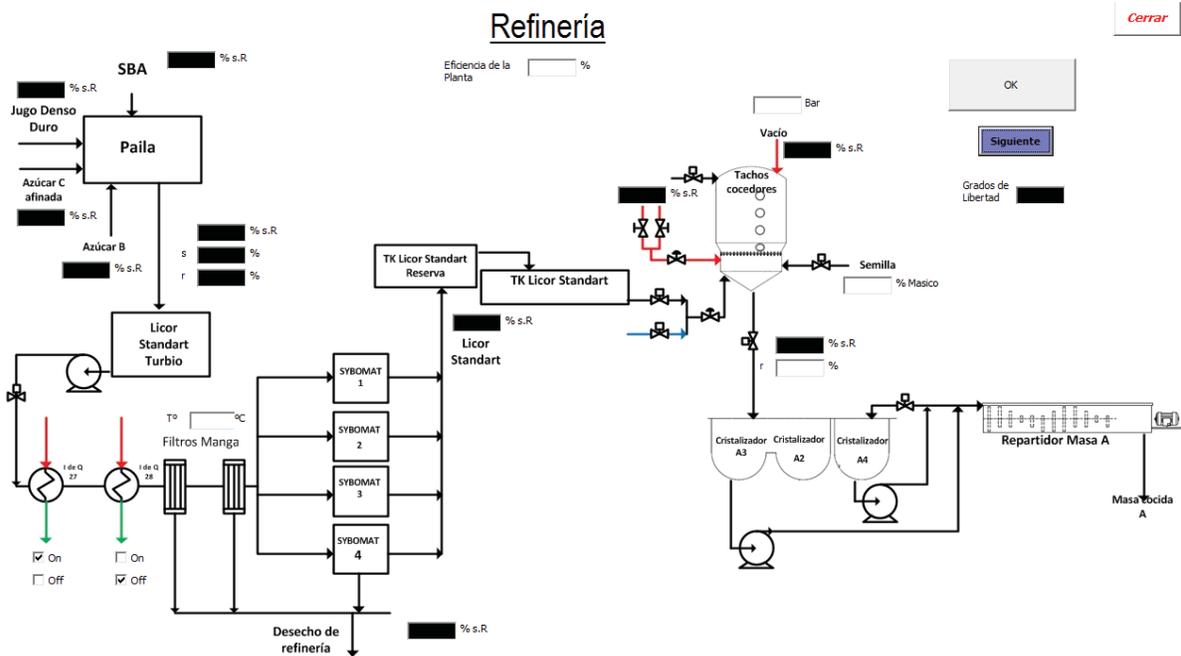


Figura 2.48: Sub-módulo principal 1, Refinería A.

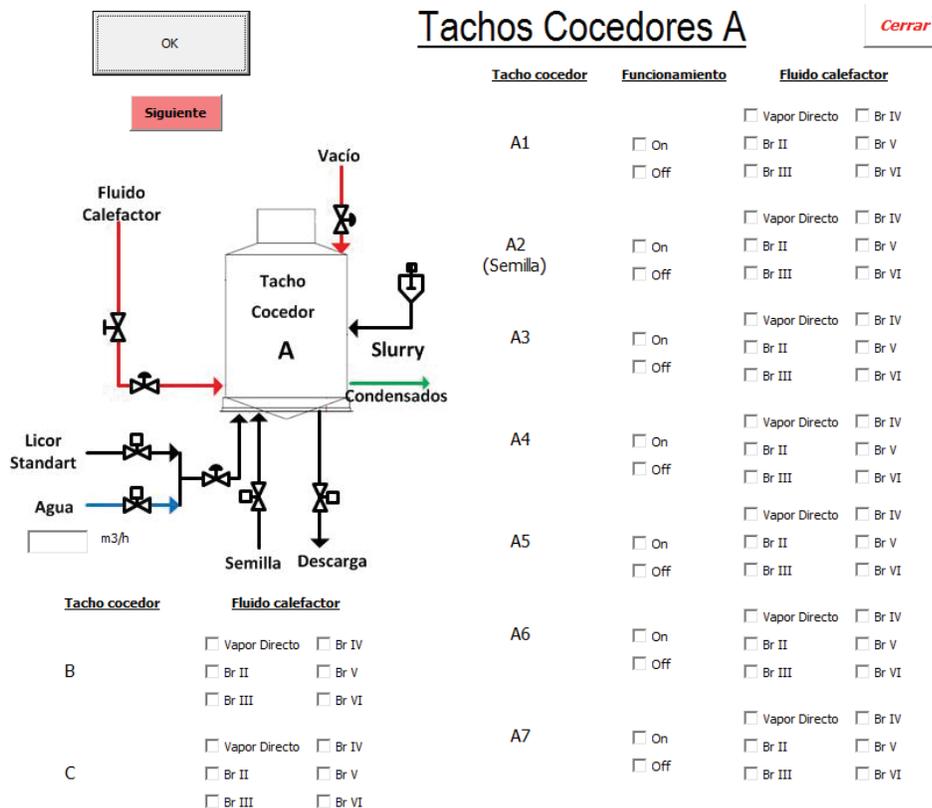


Figura 2.49: Sub-módulo principal 2, Tachos cocedores A.

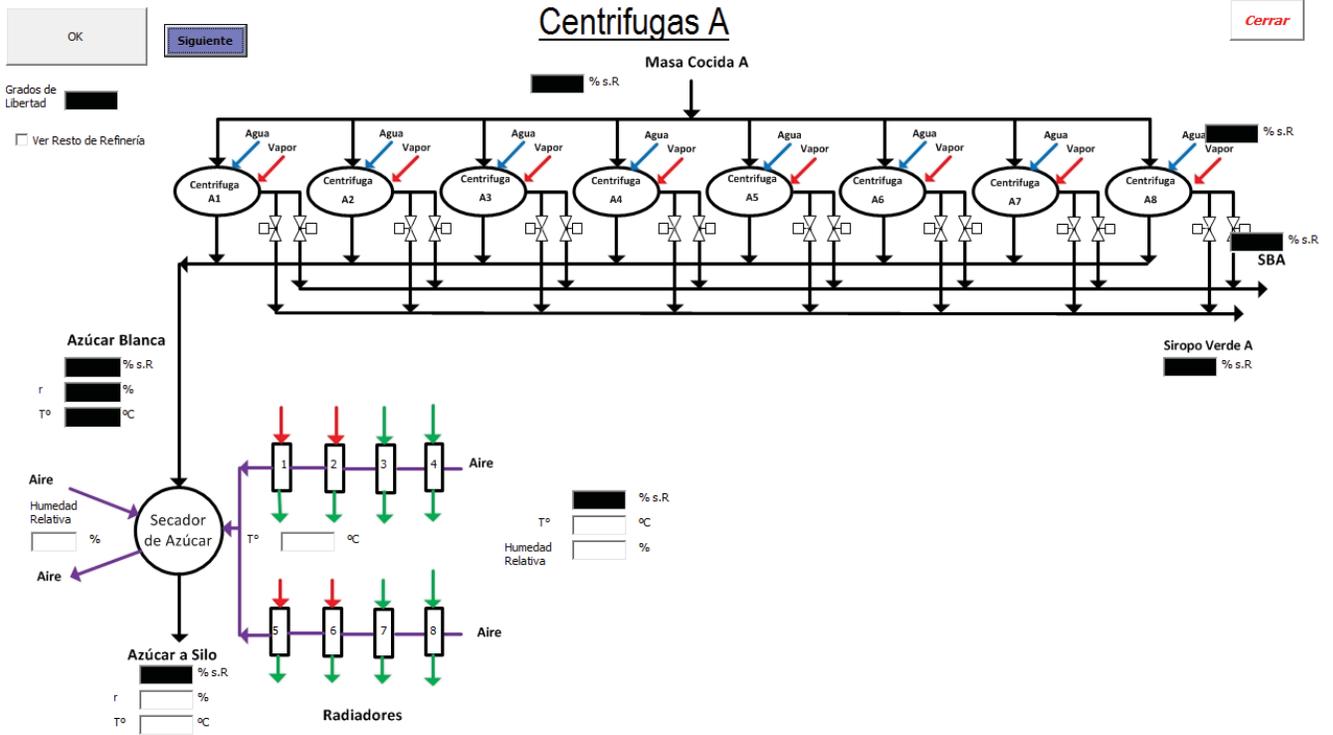


Figura 2.50: Sub-módulo principal 3, centrifugas A.

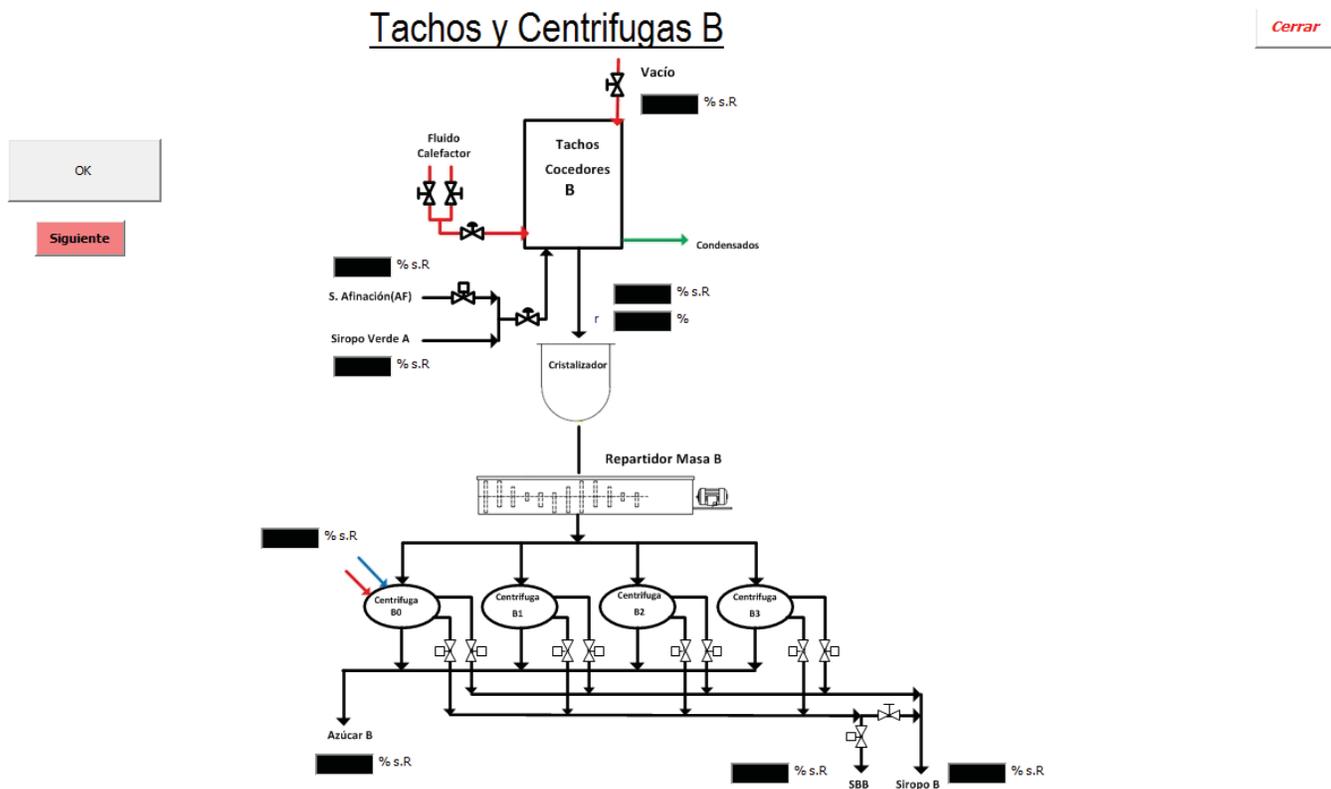


Figura 2.51: Sub-módulo optativo 1, Tachos y centrifugas B.

Tachos C y centrifugas C y de afinación

Cerrar

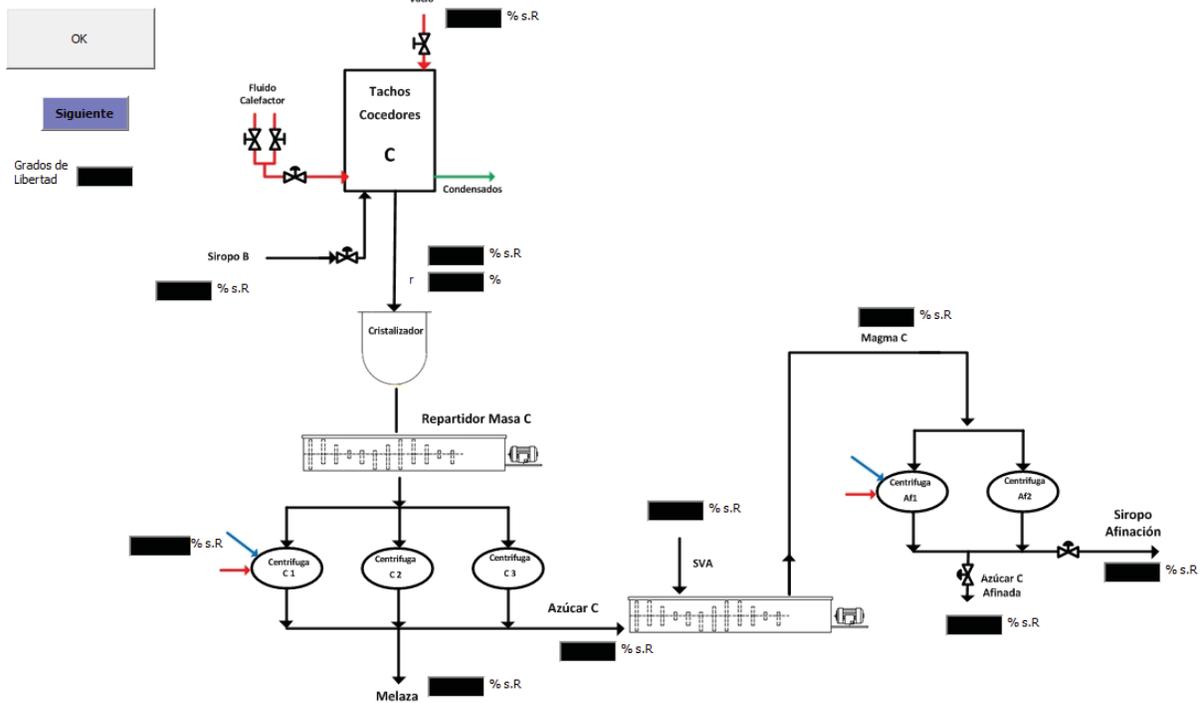


Figura 2.52: Sub-módulo optativo 2, Tachos y centrifugas C y afinación.

2.2.11 Intercambiadores de calor.

El simulador cuenta con 7 módulos, en los cuales se recolecta la información del fluido calefactor utilizado en cada precalentador, tienen la restricción de que se puede elegir solo 1 fluido calefactor por intercambiador.

2.2.11.1 Algoritmo de resolución.

Se da la oportunidad al usuario de que pueda elegir el fluido calefactor, que desee para cada intercambiador de calor. El algoritmo busca que a cada precalentador en funcionamiento se le asigne un solo fluido calefactor. Con los datos recolectados para cada intercambiador de calor de la planta, se realizan los balances de energía en el módulo “Estación Evaporadora” (capítulo 2.2.9).

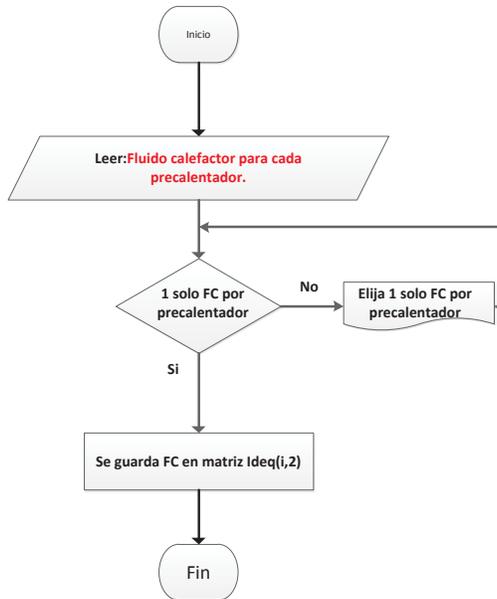


Figura 2.53: Esquema de resolución, Precalentadores.

2.2.11.2 Interfaz del módulo Intercambiadores de calor.

La interfaz en donde se ingresan al simulador los datos se muestra en la figura 2.2.11.2.1. En este caso es de los intercambiadores en la estación evaporadora, antes y después del Pre-evaporador. Es similar para los demás Precalentadores, se debe elegir el fluido calefactor con el cual trabajará y en las casillas negras nos indicará el estado (“On” u “Off”). Las opciones de FC entregadas en cada intercambiador están entregadas para que no se dé el caso de que el FC tenga menor temperatura que el fluido que se desea calentar, por ejemplo en el precalentador 5, el cual trabaja a más de 120 [°C] solo cuenta con 3 opciones de FC, los cuales tienen una mayor temperatura.

Precalentadores Pre-Evaporador Cerrar

Precalentador	Estado	Fluido calefactor	Precalentador	Estado	Fluido calefactor
32	■	Vahos A <input type="checkbox"/> Br III Vahos BC <input type="checkbox"/> Br IV <input type="checkbox"/> A. Caliente <input type="checkbox"/> Br V	19	■	A. Caliente <input type="checkbox"/> Br II <input type="checkbox"/> Vapor Directo <input type="checkbox"/> Br III <input type="checkbox"/> Br I <input type="checkbox"/> Br IV
20	■	Vahos A <input type="checkbox"/> Br III Vahos BC <input type="checkbox"/> Br IV <input type="checkbox"/> Br II <input type="checkbox"/> Br V	18	■	A. Caliente <input type="checkbox"/> Br II <input type="checkbox"/> Vapor Directo <input type="checkbox"/> Br III <input type="checkbox"/> Br I <input type="checkbox"/> Br IV
21	■	Vahos A <input type="checkbox"/> Br III <input type="checkbox"/> Br I <input type="checkbox"/> Br IV <input type="checkbox"/> Br II <input type="checkbox"/> Br V	29	■	A. Caliente <input type="checkbox"/> Br II <input type="checkbox"/> Vapor Directo <input type="checkbox"/> Br III <input type="checkbox"/> Br I <input type="checkbox"/> Br IV
30	■	Vahos A <input type="checkbox"/> Br III <input type="checkbox"/> Br I <input type="checkbox"/> Br IV <input type="checkbox"/> Br II <input type="checkbox"/> Br V	5	■	A. Caliente <input type="checkbox"/> Br II <input type="checkbox"/> Vapor Directo <input type="checkbox"/> Br III <input type="checkbox"/> Br I <input type="checkbox"/> Br IV

Figura 2.54: Imagen de módulo Precalentadores Pre-Evaporador.

2.2.12 Resúmenes.

Una vez que se ha terminado de simular el proceso azucarero, comienza la etapa de resúmenes, se tienen 3 módulos, a saber, “Resúmenes de Precalentadores”, “Resumen Estación Evaporadora” y “Resumen de Consumo de Brüdens”.

2.2.12.1 Algoritmo de resolución.

En “Resúmenes de Precalentadores” se realizan los cálculos de los flujos utilizados de fluidos calefactores, donde $T_{jugo}(i,1)$ y $T_{jugo}(i,2)$ son las temperatura de entrada y salida del FC. Si fuese Brüden o Vaho, estas temperaturas son iguales y depende del FC, por ejemplo el Brüden 1 tiene una T° de alrededor de 131°C y en el Brüden 5 cercana a 100°C . Esto se debe a que los precalentadores son intercambiadores de calor totales donde se entrega el calor latente del FC. Si el Fluido calefactor fuese agua caliente, se calcula la temperatura con la cual abandona el precalentador.

Para los otros 2 resúmenes, solo se escriben los datos que están almacenados, en las casillas negras de cada módulo.

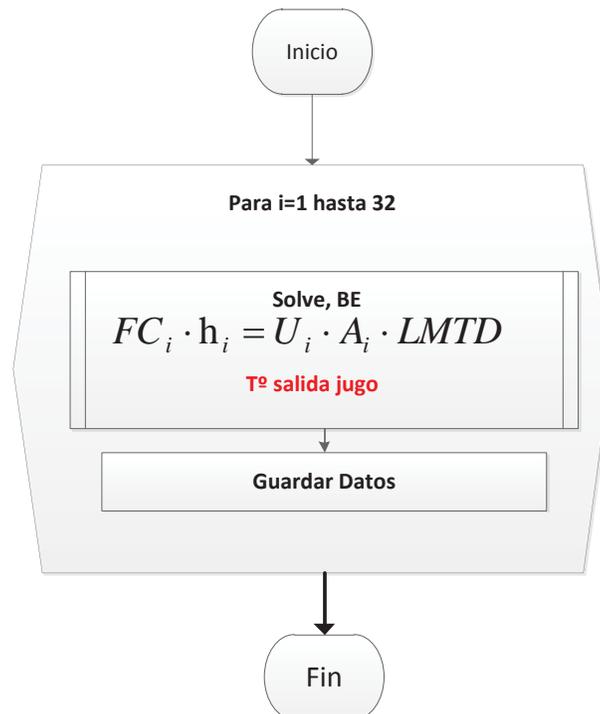


Figura 2.55: Esquema de resolución, Precalentadores.

2.2.12.2 Interfaz del módulo Resúmenes.

La interfaz se muestra en la figura 2.2.12.2.1. Para cada caso, se escribirán los datos en las

casillas negras. Cada uno de estos módulos cuenta con la opción de volver al resumen anterior o acceder al siguiente, todo esto para que el usuario pueda analizar los resultados obtenidos tras simular la planta.

Resumen Precalentadores

Precalentador	Fluido a Calentar	Fluido Calefactor	Consumo F. Calefactor	Precalentador	Fluido a Calentar	Fluido Calefactor	Consumo F. Calefactor
1	J. Circulación	██████████	██████████ Ton/h	15	J. Combinado	██████████	██████████ Ton/h
2	J. Circulación	██████████	██████████ Ton/h	32	J. de Pre- evaporador	██████████	██████████ Ton/h
6B	J. Circulación	██████████	██████████ Ton/h	20	J. C.I B. Sulfitado	██████████	██████████ Ton/h
7A	J. Circulación	██████████	██████████ Ton/h	21	J. Cl. B. Sulfitado	██████████	██████████ Ton/h
31	J. Crudo	██████████	██████████ Ton/h	30	J. C.I B. Sulfitado	██████████	██████████ Ton/h
22	J. Crudo	██████████	██████████ Ton/h	19	J. de Pre- evaporador	██████████	██████████ Ton/h
12	J. Crudo	██████████	██████████ Ton/h	18	J. de Pre- evaporador	██████████	██████████ Ton/h
13	J. Crudo	██████████	██████████ Ton/h	29	J. de Pre- evaporador	██████████	██████████ Ton/h
14	J. C. Fangoso	██████████	██████████ Ton/h	5	J. de Pre- evaporador	██████████	██████████ Ton/h
26	J. C. Fangoso	██████████	██████████ Ton/h	27	Licor Estándar	██████████	██████████ Ton/h
11	J. C. Fangoso	██████████	██████████ Ton/h	28	Licor Estándar	██████████	██████████ Ton/h
10	J. C. Fangoso	██████████	██████████ Ton/h	23	A. Extracción	██████████	██████████ Ton/h
9	J. C. Fangoso	██████████	██████████ Ton/h	24	A. Extracción	██████████	██████████ Ton/h
8	J. C. Fangoso	██████████	██████████ Ton/h	25	A. Extracción	██████████	██████████ Ton/h
17	J. Combinado	██████████	██████████ Ton/h	3	A. Prensa	██████████	██████████ Ton/h
16	J. Combinado	██████████	██████████ Ton/h	4	A. Prensa	██████████	██████████ Ton/h

Figura 2.56: Imagen de módulo Resúmenes de Precalentadores.

Resumen Estación Evaporadora

Efecto	Flujo Juugo entrada	Flujo Juugo Salida	Aqua Evaporada	Condensado Producido	Tª Brúiden	Tª Juugo Salida	Materia Seca Salida
Pre- evaporador	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ °C	██████████ °C	██████████ %
1	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ °C	██████████ °C	██████████ %
2A	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ °C	██████████ °C	██████████ %
2B	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ °C	██████████ °C	██████████ %
3	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ °C	██████████ °C	██████████ %
4A	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ °C	██████████ °C	██████████ %
4B	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ °C	██████████ °C	██████████ %
6	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ Ton/h	██████████ °C	██████████ °C	██████████ %

Figura 2.57: Imagen de módulo Resumen Estación Evaporadora.

Resumen Consumos Brûdens

<u>Bruden</u>	<u>Br Generado</u>	<u>Br Expandidores</u>	<u>Br Cons. Evaporadores.</u>	<u>Br Cons. Prec.</u>	<u>Br Consumido Rad.</u>	<u>Br Cons. Refinería.</u>	<u>Total</u>
Br 1	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h
Br2	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h
Br3	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h
Br4	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h
Br5	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h
Br6	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h
Vapor directo	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h	██████ Ton/h



Figura 2.58: Imagen de módulo Resumen de Consumo de Brûdens.

2.2.13 Modificar características de equipos.

Hay ciertos equipos que pueden variar su funcionamiento a lo largo del tiempo, afectando su desempeño, como es el caso de los intercambiadores de calor, los filtros y las centrífugas entre otros. Para que el simulador sea lo más cercano a la realidad, se crea este módulo, en el cual el usuario puede modificar las características de los equipos.

2.2.13.1 Algoritmo de resolución.

En este módulo, se pueden variar las características de los equipos, si el usuario así lo desea, para ello se procede a modificar momentáneamente las características almacenadas en el simulador, que son con las que se trabaja habitualmente. El simulador cuenta con una hoja "Características de Equipos" en donde se almacenan los datos que se usaron en la simulación.

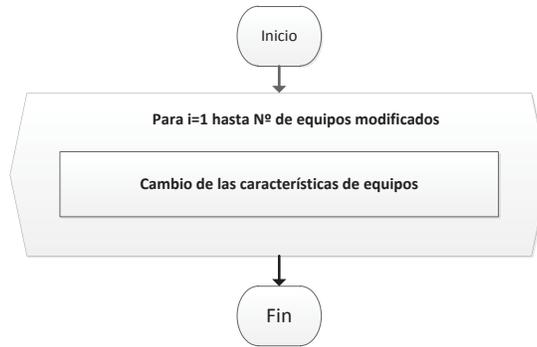


Figura 2.59: Esquema de resolución, Modificar características de equipos.

2.2.13.2 Interfaz del módulo Modificar características de equipos.

El simulador cuenta con una pantalla en la cual el usuario selecciona los equipos en los cuales se modificarán las propiedades. Los equipos disponibles para modificación son torres de difusión y maceradores, decantadores, filtros, centrífugas, intercambiadores de calor y los efectos de la estación evaporadora.

Modificación de las Características de los Equipos Cerrar

- Características de las T. Difusión 1.
- Características de las T. Difusión 2.
- Características de Decantadores.
- Características de Filtros PKF.
- Características de Filtros.
- Centrífugas A
- Centrífugas B
- Centrífugas C y Afinación
- Características de los Pre calentadores.
- Características de la Estación Evaporadora.

OK

Figura 2.60: Imagen de módulo modificar características de los equipos.

Modificación Características Centrifugas A

Cerrar

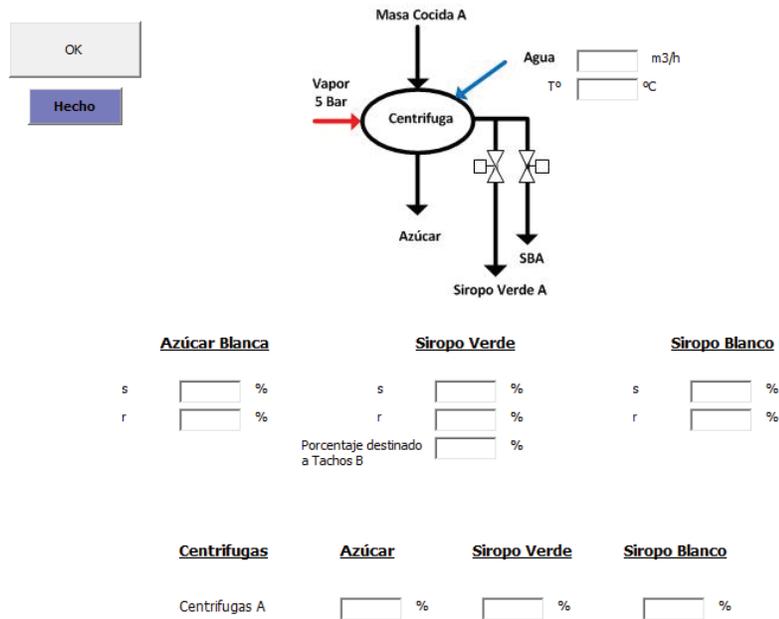


Figura 2.61: Imagen de módulo modificar características de centrifugas A.

Precalentador		Fluido a Calentar	Área de T.	Coefficiente de T. (U)	Precalentador		Fluido a Calentar	Área de T.	Coefficiente de T. (U)
1	J. Circulación		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	15	J. Combinado		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
2	J. Circulación		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	20	J. Cl B. Sulfitado		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
6B	J. Circulación		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	21	J. Cl B. Sulfitado		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
7A	J. Circulación		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	30	J. Cl B. Sulfitado		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
31	J. Crudo		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	19	J. de Pre-evaporador		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
22	J. Crudo		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	18	J. de Pre-evaporador		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
12	J. Crudo		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	29	J. de Pre-evaporador		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
13	J. Crudo		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	5	J. de Pre-evaporador		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
14	J. C. Fangoso		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	27	Licor Estándar		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
26	J. C. Fangoso		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	28	Licor Estándar		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
11	J. C. Fangoso		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	23	A. Extracción		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
10	J. C. Fangoso		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	24	A. Extracción		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
9	J. C. Fangoso		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	25	A. Extracción		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
8	J. C. Fangoso		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	3	A. Prensa		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
17	J. Combinado		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	4	A. Prensa		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]
16	J. Combinado		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]	32	A. Prensa		<input type="text"/> m ²	<input type="text"/> [Cal/m ² °C min]

Figura 2.62: Imagen de módulo modificar características de precalentadores.

Con este último módulo, el simulador queda completo, considerando todo el proceso azucarero de la Planta IANSA Linares, contando con la capacidad de modificar las características de los equipos que se ven envueltos y todo esto con una interfaz sencilla para el usuario.

2.3 Estructura del simulador.

El simulador se construyó siguiendo la filosofía de los simuladores híbridos, vale decir no es un simulador de resolución estrictamente secuencial modular (resolución por módulos o equipos) ni tampoco se adopta un criterio de resolución global (resolver el sistema de ecuaciones global), sino que más bien se adopta una mezcla de ambos criterios de resolución.

El simulador se programó en Visual Basic for Applications (VBA), con la interfaz de 74 userform, la cual resulta de fácil uso y sumamente amigable con el usuario.

En general un módulo queda constituido de dos sub-módulos, balance de masa (BM) y balance de energía (BE). Los cuales se resuelven usando los algoritmos SEC2x2 (Método Gauss⁴ para sistema de 2 ecuaciones), SEC3x3 (Método Gauss⁴ para sistema de 3 ecuaciones), Solve (Método Newton-Raphson multivariable⁴ para sistema de ecuaciones no lineales).

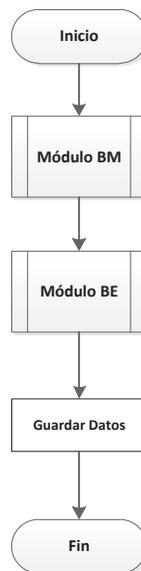


Figura 2.63: Diagrama de Flujo de un módulo general.

Una vez que el módulo es resuelto, los datos se almacenan en distintas matrices:

- $B_{masa}(i, j)$, donde i corresponde al número de corrientes, las que pueden variar de 1 a 72 y j corresponde al número de variables, las que pueden variar de 1 a 4.

Tabla 2.17: Valores de variables j en $B_{masa}(72, 4)$

1	Flujo[%sR]
2	s [%]
3	a [%]
4	T° [°C]

- En el caso de los intercambiadores, las temperaturas con las cuales entran y salen los jugos

quedarán registradas en la matriz Tjugo (k, l) donde k toma el valor del intercambiador y l corresponde al número de variables, las que pueden variar de 1 a 4.

Tabla 2.18: Valores de l en Tjugo(32, 4)

1	Temperatura entrada Fluido Calefactor [°C]
2	Temperatura salida Fluido Calefactor [°C]
3	Temperatura entrada Jugo [°C]
4	Temperatura salida Jugo [°C]

- Los datos de los intercambiadores de calor se guardan en la matriz Pideq (m, n), donde m es el número del precalentador y n toma el valor 1 o 2.

Tabla 2.19: Valores de l en Pideq(32, 2)

1	Área Transferencia [m ²]
2	Coefficiente de Transferencia [kcal/m ² °C min]

Estos datos son extraídos del simulador usado anteriormente¹⁰ por Empresa IANSA, Planta Linares.

- El funcionamiento de los intercambiadores de calor se almacena en la matriz Ideg(i, 1) para estado “On” se asigna 1 y para estado “Off” se asigna 2. El fluido calefactor de cada intercambiador se almacena en la matriz Ideg(i, 2) donde i es el N° del intercambiador. Los Números que representan a los fluidos calefactores son los siguientes:

Tabla 2.20: Fluidos calefactores en Ideg(32, 2)

1	Agua Caliente
2	Vahos A
3	Vahos B
4	Brüden 3
5	Brüden 4
6	Brüden 5
7	Brüden 6
8	Brüden 2
9	Brüden 1
0	Vapor vivo

¹⁰ José Luis López C .Simulador de Procesos IANSA. 1996

Y en la matriz $I_{deq}(i, 3)$ se guardará el flujo de Fluido calefactor utilizado en cada precalentador.

- Las propiedades y valores calculados para los efectos de la estación evaporadora se almacenan en la matriz $efecto(o, p)$ donde o toma el valor de 1 a 8:

Tabla 2.21: Valores de o en efecto (8, 9)

1	Pre-Evaporador
2	Efecto I
3	Efecto IIA
4	Efecto IIB
5	Efecto IVA (IIIA actualmente)
6	Efecto IVB (IIIB actualmente)
7	Efecto VI (V actualmente)
8	Efecto III (Nuevo)

A su vez p varía de 1 a 9 donde:

Tabla 2.22: Valores de p en efecto (8, 9)

1	Área Transferencia [m^2]
2	Coefficiente de Transferencia [$kcal/m^2 \text{ } ^\circ C \text{ min}$]
3	Flujo jugo entra [ton/h]
4	Flujo jugo sale [ton/h]
5	Flujo vapor sale [ton/h]
6	Flujo vapor entra [ton/h]
7	T° jugo sale [$^\circ C$]
8	T° vapor sale [$^\circ C$]
9	a Jugo sale [%]

- Los flujos de fluido calefactor utilizados en los distintos intercambiadores de calor se almacenan en la matriz $BrPrec(q)$ donde q varía de 1 a 6 y dicho número es el número de Brüden. Al igual que el Brüden ocupado en refinería se almacena en $BrRef(q)$.

Finalmente el simulador queda de la siguiente forma:



Figura 2.64: Diagrama de Flujo Simulador.

Capítulo III: Funcionamiento del simulador e impacto del nuevo efecto en IANSA Planta Linares.

Con el simulador construido es de imperiosa necesidad comprobar su funcionamiento, por lo que su validación es el próximo paso a seguir. Una vez validado, se analizará el impacto del sexto efecto en la planta.

3.1 Validación del simulador.

La validación, se utiliza para comparar el modelo matemático con los datos reales, para determinar el error que pudiese existir. Para ello se ingresan al simulador los antecedentes que contienen los informes semanales¹¹ de la planta, los cuales cuentan con los promedios acumulados hasta la fecha de publicación del informe, para ello se utilizará el informe de la semana 21, debido a que ésta, se encuentra al final de la campaña y los datos que allí se entregan son representativos. Además del informe semanal se cuenta con los registros diarios del laboratorio¹², los cuales realizan periódicamente análisis de materia seca, Pol, entre otros; a corrientes claves en el proceso azucarero. El promedio de la campaña se muestra en la tabla 3.1.

Tabla 3.1: Valores promedio de las corrientes durante campaña 2012.

Jugo		Valor Promedio Campaña[%]
Jugo Crudo Torre # 1	M.S	15,52
Jugo Crudo Torre # 1	Pol	14,09
Cos. Agotada T-1	M.S	10,64
Jugo Crudo Torre # 2	M.S	15,41
Jugo Crudo Torre # 2	Pol	14,03
Cos. Agotada T-2	M.S	10,13
Jugo Combinado	MS	17,89
Jugo Claro Blando S.	MS	17,75
Jugo Claro Blando S.	Pol	16,61
Estación Pre-evaporador	M.S	20,97
Estación Evaporadora I	M.S	27,26
Estación Evaporadora II-A	M.S	32,63
Estación Evaporadora II-B	M.S	37,77
Estación Evaporadora III-A	M.S	51,35
Estación Evaporadora III-B	M.S	60,70
Jugo Denso Blando	MS	66,07
Jugo Denso Blando	Pol	61,87
Licor Standard	M.S	72,64
Licor Standard	Pol	68,44

¹¹Sección de control técnico. “Boletín semanal de operaciones,” Planta Linares, Campaña 2012, sem. 21, 27-08-12 hasta 02-09.12

¹²Laboratorio aseguramiento de calidad. “Informe diario”, Planta Linares, Campaña 2012

RESUMEN DE LOS ANALISIS DE CONTROL. PROMEDIOS ACUMULADOS

Acumulado desde 09-04-2012 al domingo 02-09-2012

	M.S.	POL.	Q.	pH.	ORUJO.	ALC. LIBRE.	SILIN.	CENIZA. /100 M S	AZ RIED. /100 M S
Coseta fresca.	22,66	16,354	72,18		3,94		5,89		
Coseta agotada.	10,46								
Cosetas prensadas.	28,59	1,14							
Cosetas prensadas agricultores	27,11								
Coseta seca granel	88,65			6,43					
Coseta seca granel melazada	-								
Coseta briqueteada	88,73	5,28							
Coseta briqueteada melazada	89,86	10,59							
Agua p extracción # 1				5,37	DUREZAS		ALC.		
Agua de prensas.		1,69		4,63	/100 M.S		TOTAL		
Jugo crudo.	15,54	14,19	91,31	5,72	Acido láctico, mg/l = 330,1			1,91	0,447
Jugo crudo fangoso.							0,688		
Jugo pre-carbonatado.	FK.	cm/min.	% VOL.			g/100 ml			
Jugo carbonatado 1.	1,99	7,95	13,2	11,18		0,059	1,502		
Jugo fangoso		ALC.	ALC.	PH			7,913		
Jugo decantado	17,46	EFFECTIVA	ÓPTIMA.	ÓPTIMO.			0,132		
Jugo combinado.	18	-0,341			0,414				0,094
Jugo carbonatado 1 .filtrado.			0,006	8,86	0,173				
Jugo carbonatado 2.				9,08			0,157		
Jugo claro duro.					0,09		COLOR		
Jugo claro blando.									0,097
Jugo claro blando sulfitado.	17,83	16,72	93,77	8,46	0,011		1686	1,91	0,084
Jugo denso blando.	65,85	61,58	93,51	8,66	0,013		2240	1,83	0,141
Jugo denso duro.					0,098				0,148
Jarabe standard.	72,62	68,54	94,38	8,25			2828		0,14
Masa cocida A.	91,97	87,9	95,58	8,24					
Siropo blanco A.	75,71	71,08	93,88	8,3			3395		
Siropo verde A.	77,7	68,91	88,69	8,4			6499		
Masa cocida B.	91,89	80,38	87,47	8,2					
Siropo B.	81,84	61,95	75,69	8,06			20441		0,472
Magma C.	91,55	85	92,85	7,61					
Masa cocida C.	94,86	71,75	75,64	7,28	P.Esp.				
Melaza	84,8	49,94	58,89	7,05	1,286			12	0,697
Azucar B.	98,56	97,28	98,7				577		
Azucar C.	98,35	93,88	95,45				6949		
Azúcar C afinado.	97,76	96,26	98,46				1046		
Siropo afinado C.	78,62	66,68	84,81	7,8			17446		
Azúcar crudo.		98,15						0,15	
Siropo afinado az. crudo.									S02
Magma azúcar cruda.									mg/kgMS
Azúcar cruda afinado.							g/l		j.c.b.s.
Fango PKF	70,26	0,89	= 100s	/CaO					
Lechada de cal.							159,12		620
Agua de desazucaramiento.	14,03	12,55							
Jugo recirculacion.									
Remolacha									0,346

Figura 3.1: Imagen pag.8 informe semanal. Semana 21.

Del informe semanal se toman los datos para entrar al simulador. En la tabla 3.2 se muestran los datos, donde los escritos que figuran en negritas, se obtienen del software “RSView Supervisory Edition¹³”, en el cual se encuentran almacenados los datos de campaña. En total son 10 datos para realizar el balance de masa, según lo expuesto en el capítulo 2.3.2, en el caso de BE el usuario debe ingresar 5 datos que, en el caso de la validación, los valores son sacados del “RSView”. Para una simulación cualquiera, el usuario puede probar el procedimiento con datos ficticios, para crear nuevas configuraciones de temperaturas, distintos cortes y tirajes, entre otros.

¹³ “RSView Supervisory Edition”. Actors Solutions. Datos campaña 2012.

Tabla 3.2: Datos BM a ingresar al simulador en módulo “Extracción 1”.

Corte [ton/h]	200
Coseta T1 [%]	58
Coseta fresca MS [%]	22,66
Coseta fresca Pol [%]	16,354
Coseta fresca % orujo [%]	3,94
Coseta fresca N° Silin [m/100g]	5,89
Tiraje [% sR]	115
t residencia [min]	65
Coseta prensada MS [%]	28,59
Coseta prensada MS [%]	1,14

Tabla 3.3: Datos BE a ingresar al simulador en módulo “Extracción 1”.

Coseta T° [°C]	14
Macerador sello [°C]	71
Salida Prec. 2 [°C]	77
Agua presa T° [°C]	72
Agua de extracción [°C]	68

Si se diera el caso en que el usuario ingresara caracteres inválidos, tales como letras, alfanuméricos, valores fuera de rango (por ejemplo Pol o MS sobre 100%), entre otros. El simulador entregará un mensaje de advertencia y no trabajará hasta que el usuario corrija el error.

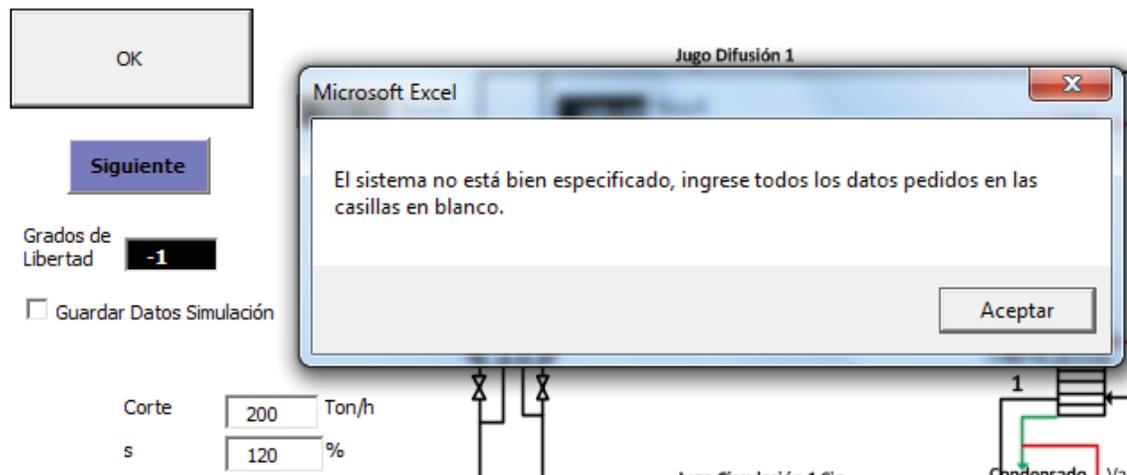


Figura 3.2: Imagen mensaje de error, al ingresar en el simulador s > 100.

Otra de las restricciones con las que cuenta el simulador, es que no se debe dejar un precalentador sin seleccionar el estado, si esto pasara, entregará un nuevo mensaje de error.

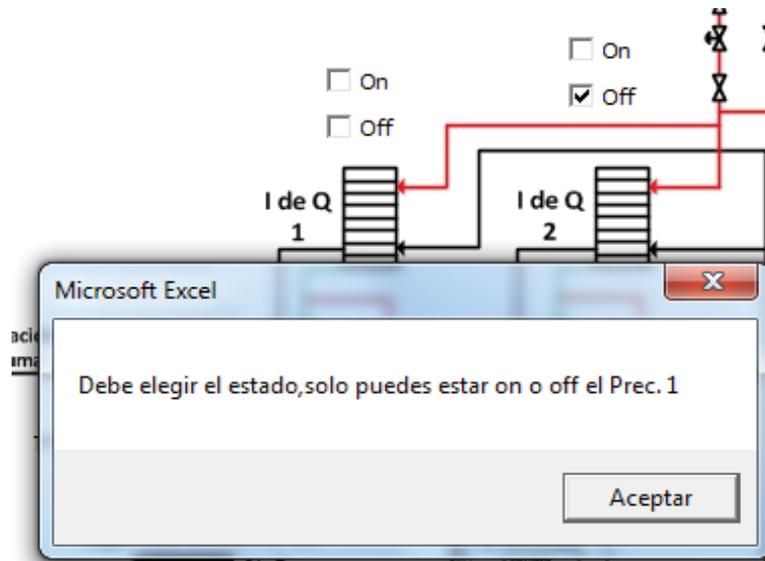


Figura 3.3: Imagen mensaje de error, precalentador 1 sin elegir estado.

Si el usuario no completa el módulo con los datos necesarios e intenta avanzar al módulo siguiente, el simulador le avisará mediante un mensaje de que no puede hacerlo.

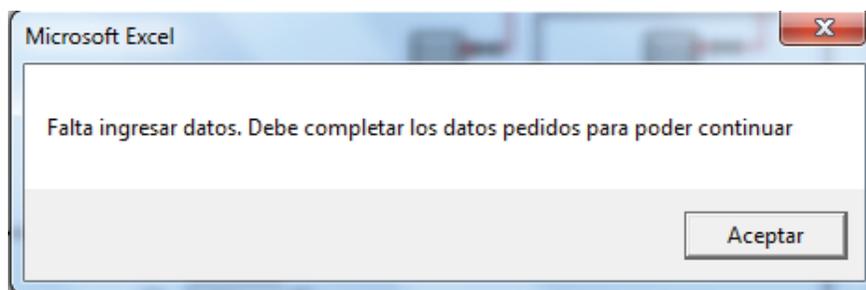


Figura 3.4: Imagen mensaje de error. Si el usuario intentara avanzar, sin completar el módulo debidamente, no puede continuar.

Todas estas restricciones son para que los datos sean ingresados adecuadamente al simulador y así no se tengan inconvenientes ni problemas. Una vez que el módulo ha sido debidamente completado, el usuario puede acceder al módulo siguiente.

Los datos ingresados en los módulos de extracción 2 y disolución son los siguientes:

Tabla 3.4: Datos a ingresar en módulo “Extracción 2”.

Macerador 2, sello [°C]	70
Salida Prec. 6B [°C]	72
Tiraje [% sR]	116
t residencia [min]	70

Tabla 3.5: Datos a ingresar en módulo “Disolución”.

Azúcar cruda a refinar [ton/h]	6
Azúcar cruda MS [%]	99
Azúcar cruda Pol [%]	95
Azúcar cruda T° [°C]	18
%F5. [%]	25
Salida Prec. 22 [°C]	56
Salida Prec. 12 [°C]	63

En el caso de los intercambiadores de calor se selecciona el estado, “On” u “Off”, para luego elegir el fluido calefactor en cada uno de ellos. Del registro de precalentadores de “sección de control técnico”, se elabora una tabla resumen, en la cual se muestran los intercambiadores de calor con su funcionamiento y su fluido calefactor.

Tabla 3.6: Registro intercambiadores de calor campaña 2012.

Precalentador	Fluido Calefactor	T° jugo In [°C]	T° jugo Out [°C]
1	Brüden 4	----	----
2	Fuera de servicio	----	----
6 ^a	Brüden 4	----	----
7B	Fuera de servicio	----	----
23	Vahos BC	----	----
24	Agua Caliente	----	----
25	Fuera de servicio	----	----
3	Brüden 5	----	----
4	Brüden 5	----	----
31	Vahos A	30,06	53,22
22	Vahos A	53,22	56,69
13	Agua Caliente	56,69	60,08
12	Agua Caliente	59,75	63,06
26	Agua Caliente	----	----
14	Fuera de servicio	64,72	74,92
11	Fuera de servicio	----	----
10	Brüden 5	74,92	80,00
9	Brüden 5	80,00	85,36
8	Fuera de servicio	----	----
17	Brüden 4	82,06	85,08
16	Brüden 4	85,08	93,83
15	Fuera de servicio	----	----
20	Brüden 4	90,44	96,67
21	Brüden 4	96,67	99,75
30	Brüden 3	99,75	108,36
19	Brüden 3	105,22	109,19
18	Brüden 2	109,19	116,14
29	Brüden 1	116,14	126,06
5	Vapor Directo	126,06	131,78
27	Brüden 3	----	----
28	Fuera de servicio	----	----

En casi todas las baterías de intercambiadores se cuenta con equipos de reserva, los que se ponen en funcionamiento cuando el equipo principal se encuentra incrustado o presenta algún problema en su funcionamiento. En el caso del simulador se tiene la opción de poner todos los intercambiadores de una batería en funcionamiento, pero en el caso de la validación se hará de acuerdo a la tabla 3.6, por lo tanto se ingresarán estos datos al simulador.

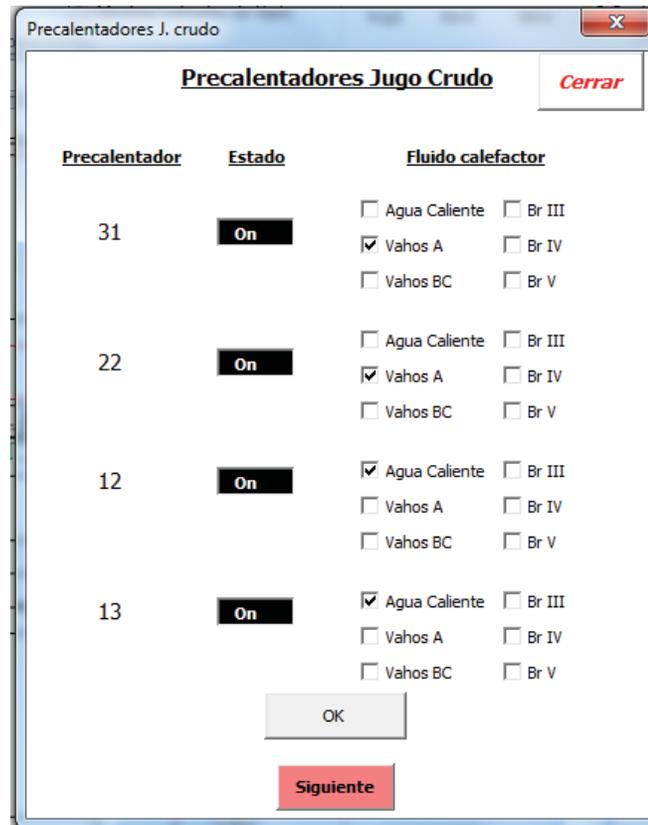


Figura 3.5: Selección de fluido calefactor en intercambiadores de jugo crudo.

En la imagen 3.5 se observa que se tienen varias opciones de selección de fluido calefactor, si el usuario no selecciona alguno o elige 2 o más, el simulador entregara un mensaje de error, esto se hace para evitar que se generen problemas al tener varios fluidos calefactores y no se pueda cuantificar el consumo energético en el precalentador.

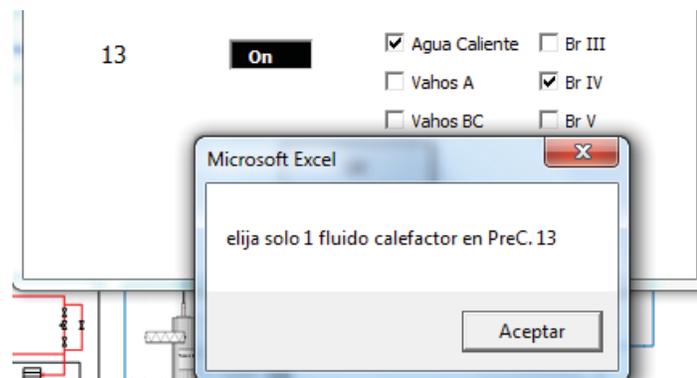


Figura 3.6: Mensaje de error al seleccionar más de 1 FC en precalentador 13.

El caso de los precalentadores, es similar para los 32 intercambiadores de calor, distribuidos en los 7 módulos.

Una vez se han completado debidamente los módulos, se puede seguir adelante, para llegar a la etapa de purificación, en la cual se ingresan los datos de igual manera que en los módulos anteriores para llegar a la estación evaporadora. En esta etapa se ingresan los siguientes datos:

Tabla 3.7: Datos a ingresar en módulo “Pre-Evaporador”.

Salida Prec. 30 [°C]	108
Salida Prec. 5 [°C]	131

Tabla 3.8: Datos a ingresar en módulo “Estación Evaporadora”.

Presión Vapor vivo [Bar]	3,7
Brüden 3 a refinería [ton/h]	8
MS jugo denso [%]	65,85

Con estos valores, se procede a continuar para llegar a la refinería en donde los parámetros más importantes a ingresar son la presión de operación de los tachos cocedores y la eficiencia de la planta.

Tabla 3.9: Datos a ingresar en módulo “Refinería”.

Presión, vacío Tachos [Bar]	0,8
Eficiencia de la planta [%]	91

Al simular la refinería se llegan a los módulos de resúmenes en los cuales se sabrá si el simulador es representativo y válido.

OK

Anterior

Siguiente

Resumen Precalentadores

Precalentador	Fluido a Calentar	Fluido Calefactor	Consumo F. Calefactor	Precalentador	Fluido a Calentar	Fluido Calefactor	Consumo F. Calefactor
1	J. Circulación	Brüden 4	1,057 Ton/h	15	J. Combinado	Brüden 4	2,445 Ton/h
2	J. Circulación	Fuera de servicio	0,000 Ton/h	20	J. Cl B. Sulfitado	Brüden 4	1,391 Ton/h
6B	J. Circulación	Brüden 4	3,180 Ton/h	21	J. Cl. B. Sulfitado	Brüden 4	0,763 Ton/h
7A	J. Circulación	Fuera de servicio	0,000 Ton/h	30	J. Cl B. Sulfitado	Brüden 3	1,355 Ton/h
31	J. Crudo	Vahos A	5,305 Ton/h	19	J. de Pre-evaporador	Brüden 3	0,574 Ton/h
22	J. Crudo	Vahos A	1,534 Ton/h	18	J. de Pre-evaporador	Brüden 2	1,808 Ton/h
12	J. Crudo	Aqua Caliente	136,319 Ton/h	29	J. de Pre-evaporador	Brüden 1	1,546 Ton/h
13	J. Crudo	Aqua Caliente	136,31 Ton/h	5	J. de Pre-evaporador	Vapor Directo	2,084 Ton/h
14	J. C. Fangoso	Fuera de servicio	0,000 Ton/h	27	Licor Estándar	Brüden 3	0,866 Ton/h
26	J. C. Fangoso	Aqua Caliente	136,31 Ton/h	28	Licor Estándar	Fuera de servicio	0,000 Ton/h
11	J. C. Fangoso	Brüden 5	2,564 Ton/h	23	A. Extracción	Vahos BC	0,000 Ton/h
10	J. C. Fangoso	Fuera de servicio	0,000 Ton/h	24	A. Extracción	Aqua Caliente	136,31 Ton/h
9	J. C. Fangoso	Brüden 5	1,945 Ton/h	25	A. Extracción	Fuera de servicio	0,000 Ton/h
8	J. C. Fangoso	Fuera de servicio	0,000 Ton/h	3	A. Prensa	Brüden 5	3,387 Ton/h
17	J. Combinado	Fuera de servicio	0,000 Ton/h	4	A. Prensa	Brüden 5	2,776 Ton/h
16	J. Combinado	Brüden 4	3,215 Ton/h				

Figura 3.7: Resumen de Precalentadores, validación.

El primer resumen es el de los precalentadores, en el cual se muestra el fluido calefactor y el caudal utilizado para calentar los jugos en cada uno, si se seleccionó el estado “Off”, se muestra el mensaje fuera de servicio.

		OK	Anterior	Siguiente	<u>Resumen Estación Evaporadora</u>			
<u>Efecto</u>	<u>Flujo Jujo entrada</u>	<u>Flujo Jujo Salida</u>	<u>Aqua Evaporada</u>	<u>Condensado Producido</u>	<u>T° Brúden</u>	<u>T° Jujo Salida</u>	<u>Materia Seca Salida</u>	
Pre-evaporador	246,95 Ton/h	207,93 Ton/h	39,018 Ton/h	38,585 Ton/h	103,584 °C	103,902 °C	21,97 %	
1	207,93 Ton/h	164,03 Ton/h	43,901 Ton/h	44,946 Ton/h	131,91 °C	132,41 °C	26,6 %	
2A	164,03 Ton/h	139,14 Ton/h	24,891 Ton/h	25,239 Ton/h	122,80 °C	123,56 °C	31,3 %	
2B	139,14 Ton/h	121,70 Ton/h	17,441 Ton/h	17,695 Ton/h	122,79 °C	123,74 °C	35,8 %	
3A	121,70 Ton/h	92,141 Ton/h	29,562 Ton/h	28,249 Ton/h	112,85 °C	113,918 °C	47,3 %	
3B	92,141 Ton/h	74,004 Ton/h	18,137 Ton/h	13,38 Ton/h	112,34 °C	115,17 °C	58,9 %	
5	74,004 Ton/h	66,218 Ton/h	7,786 Ton/h	7,917 Ton/h	96,892 °C	99,46 °C	65,8 %	

Figura 3.8: Resumen de “Estación evaporadora”, validación.

El segundo resumen es el de “Estación evaporadora”, en el cual se muestra efecto por efecto el flujo de jugo que entra y sale, el vapor consumido (aparece como condensado producido), el agua evaporada y su temperatura.

Resumen Consumos Brúdens

<u>Brúden</u>	<u>Br Generado</u>	<u>Br Expandidores</u>	<u>Br Cons. Evaporadores.</u>	<u>Br Cons. Prec.</u>	<u>Br Consumido Rad.</u>	<u>Br Cons. Refinería.</u>	<u>Total</u>
Br 1	43,901 Ton/h	0,604 Ton/h	42,934 Ton/h	1,571 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h
Br2	42,332 Ton/h	1,155 Ton/h	41,629 Ton/h	1,858 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h
Br3	41,699 Ton/h	1,825 Ton/h	32,585 Ton/h	2,562 Ton/h	0,000 Ton/h	7,800 Ton/h	0,177 Ton/h
Br4	32,018 Ton/h	1,671 Ton/h	7,917 Ton/h	11,981 Ton/h	0,608 Ton/h	13,416 Ton/h	-0,033 Ton/h
Br5	7,786 Ton/h	2,994 Ton/h	0,000 Ton/h	10,340 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h	0,840 Ton/h
Br6	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h
Vapor directo	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h	44,946 Ton/h	2,085 Ton/h	0,000 Ton/h	0,000 Ton/h	-47,031 Ton/h

Figura 3.9: Resumen de “Consumos de Brúdens”, validación.

El tercer resumen es el de “Consumo de Brúdens”, en el cual se muestra la generación y consumos de Brúdens. Este es el resumen más importante, ya que es donde se hace un balance

energético de la planta, si el total de cada Brüden es cercano o igual a 0 quiere decir que el consumo es óptimo, si el total es mayor a cero indica que sobra Brüden y si es negativo indica que falta. En la tabla 3.10 se muestran los resultados obtenidos al simular con las condiciones de la campaña 2012.

Tabla 3.10: Resumen “Consumo de Brüdens”, en Toneladas.

Brüden	Br Generado	Br Expandidores	Br Cons. Evaporadores	Br Con. Prec.	Br Cons. Rad.	Br Cons. Refinería	Total
Br1	43,901	0,604	42,934	1,571	0	0	0
Br2	42,332	1,15	41,629	1,858	0	0	0
Br3	41,7	1,825	32,585	2,562	0,608	7,8	-0,03
Br4	32,018	1,671	7,917	11,981	0	13,416	0,375
Br5	7,786	2,994	0	10,34	0	0	0,44
Vapor directo	0	0	44,946	2,085	0	0	-47,031

Se puede apreciar que el consumo de vapor directo o vivo es de 47 [ton/h], la idea es que con un sexto efecto este se pueda bajar.

De los resultados obtenidos se ve que sobra un poco de Brüden 4 y 5, esto puede deberse a que en el simulador no se consideran las pérdidas por mala aislación y no determinadas, por ser pequeñas, por lo tanto se desprecian.

Los valores de las temperaturas calculadas por el simulador para las temperaturas de los Brüdens y los promedios en campaña, se muestran en la tabla 3.11

Tabla 3.11: Comparación de datos reales y calculados T° de Brüdens

Efecto	T° Real Brüdens [°C]	T° Simulada Brüdens [°C]
Pre-evaporador	103,585	103,000
1	131,910	131,280
2A	122,800	122,571
2B	122,790	122,286
3A	112,850	112,971
3B	112,340	112,680
5	96,820	97,057

Con los precalentadores simulados se obtienen buenos resultados comparando los valores reales con los simulados. Se puede dar el caso en que el usuario elija todos los precalentadores de una batería en funcionamiento, en este caso el simulador estima las diferencias de temperatura en cada precalentador, de igual manera con las condiciones de simulación en la validación y como se observa en la tabla 3.12 las temperaturas estimadas no difieren en gran medida con las reales.

Tabla 3.12: Comparación de datos reales y calculados en precalentadores.

Prec.	Fluido Calefactor	Tº jugo Entrada [°C]	Tº jugo Salida [°C]	Tº jugo In Real [°C]	Tº jugo Out Real [°C]	Diferencia In	Diferencia Out
31	Vahos A	29.528	52.579	30,056	53,222	-0,528	-0,64322222
22	Vahos A	52.579	57.000	53,222	56,694	-0,643	0,30555556
13	Agua Caliente	56.662	59.831	56,694	60,083	-0,032	-0,25233333
12	Agua Caliente	59.831	63.000	59,750	63,056	0,081	-0,05555556
26	Fuera de servicio
14	Agua Caliente	63.296	72.842	64,722	74,917	-1,426	-2,07466667
11	Fuera de servicio
10	Brüden 5	73.842	78.934	74,917	80,000	-1,075	-1,066
9	Brüden 5	78.934	86.000	80,000	85,361	-1,066	0,63888889
8	Fuera de servicio	86.000	86.000
17	Brüden 4	80.868	86.953	82,056	85,083	-1,188	1,86966667
16	Brüden 4	86.953	94.000	85,083	93,833	1,870	0,16666667
15	Fuera de servicio
20	Brüden 4	92.004	95.420	90,444	96,667	1,560	-1,24666667
21	Brüden 4	95.420	98.835	96,667	99,750	-1,247	-0,915
30	Brüden 3	98.835	106.000	99,750	108,361	-0,915	-2,36111111
19	Brüden 3	103.902	109.373	105,222	109,194	-1,320	0,17855556
18	Brüden 2	109.373	114.845	109,194	116,139	0,179	-1,29388889
29	Brüden 1	114.845	127.637	116,139	126,056	-1,294	1,58144444
5	Vapor Directo	127.637	131.000	126,056	131,778	1,581	-0,77777778

Se comprobará el comportamiento del simulador en general. En la tabla 3.13 se compararan los valores promedio de las corrientes durante campaña 2012 con los obtenidos en el simulador.

Tabla 3.13: Comparación de datos reales y calculados.

Jugo		Valor Promedio Campaña[%]	Valor Calculado[%]	Diferencia
Jugo Crudo Torre # 1	M.S	15,52	15.527	-0,007
Jugo Crudo Torre # 1	Pol	14,09	14.068	0,022
Cos. Agotada T-1	M.S	10,64	10.380	0,258
Jugo Crudo Torre # 2	M.S	15,41	16.018	-0,612
Jugo Crudo Torre # 2	Pol	14,03	13.945	0,084
Cos. Agotada T-2	M.S	10,13	10.800	-0,673
Jugo Combinado	MS	17,89	17.743	0,149
Jugo Claro Blando S.	MS	17,75	17.657	0,089
Jugo Claro Blando S.	Pol	16,61	15.986	0,625
Estación Pre-evaporador	M.S	20,97	20.970	-0,004
Estación Evaporadora I	M.S	27,26	26.582	0,681
Estación Evaporadora II-A	M.S	31,63	31.337	0,294
Estación Evaporadora II-B	M.S	36,77	35.828	0,942
Estación Evaporadora III-A	M.S	48,35	47.323	1,031
Estación Evaporadora III-B	M.S	59,70	58.922	0,778
Jugo Denso Blando	MS	66,07	65.850	0,219
Jugo Denso Blando	Pol	61,87	59.547	2,324
Licor Standard	M.S	72,64	72.313	0,323
Licor Standard	Pol	68,44	67.771	0,668

La diferencia entre valores promedios de campaña y los calculados en el simulador, son relativamente pequeños, la mayoría menores de 1%, salvo la Pol del jugo denso blando, esto podría deberse, a que esporádicamente se reprocesa azúcar que no cumple con las especificaciones de calidad.

Una vez cumplido con el objetivo de simular el proceso azucarero, y luego de analizar los consumos energéticos, los resultados obtenidos, indican que el simulador puede considerarse validado, ya que en el resumen de Brüdens, los valores totales son cercanos a cero y al mismo tiempo la diferencia entre valores de campaña y los valores obtenidos por el simulador, son menores al 1%.

3.2 Análisis del impacto del sexto efecto.

Con el simulador validado, se implementará el nuevo efecto y se simulará la planta, para ver el impacto que produzca. Si se considera que el empleo de este efecto es favorable, se podría pensar en materializar su incorporación en la estación evaporadora. De hacerse efectivo, la Planta IANSA Linares, no incurriría en mayores gastos, ya que el nuevo evaporador sería trasladado de alguna de las dos Plantas IANSA ubicadas en Curicó y Rapaco, ya que éstas, han dejado de producir azúcar a partir de remolacha. En estas plantas se encuentran los efectos de las estaciones evaporadoras. En la tabla 3.14 se muestran los evaporadores.

Tabla 3.14: Datos evaporadores plantas Curicó y Rapaco.

Curicó					
Efecto	Área Transf.[m2]	Coef T. [Kcal./m2 °C min.]	Tubos	Largo Tubos .[mm]	Diámetro .[mm]
1	1600	-----	3260	5020	35
2	1800	-----	4412	4200	35
3	2100	-----	6824	3200	35
4	1000	-----	1890	5560	35
Rapaco					
Efecto	Área Transf.[m2]	Coef T. [Kcal./m2 °C min.]	Tubos	Largo Tubos [mm]	Diámetro [mm]
1	970	-----	4396	2650	30
2	1600	-----	5532	3200	31
3A	815	-----	2670	3650	30
3B	882	-----	4000	2650	30
4	639	-----	2897	2650	30
5	396	-----	1797	2650	30

La primera simulación (simulación 1) se hizo con las mismas condiciones de la validación, con la diferencia que se consideró un efecto más, para el cual se utilizó un evaporador con las características del efecto 1 de Curicó, el que tiene un área de 1600 m². Una de las consecuencias es que las condiciones de los Brüdens, producidos en la estación evaporadora podrían cambiar, ya que el agua evaporada en 5 efectos ahora tendrá que serlo en 6, con lo que, las presiones ya no serían las mismas que en la estación evaporadora original. Los Brüden del efecto 4 en adelante cambiarán de número, adicionándose 1 al valor, quiere decir que el Brüden 5 antiguo ahora será el 6. En los precalentadores también se implementará esta medida, por lo tanto los intercambiadores que ocupaban

Brüden 4 ahora ocuparán 5 y así sucesivamente.

Las temperaturas calculadas en estas condiciones para los Brüdens se muestran en la tabla 3.15

Tabla 3.15: Brüdens y sus temperaturas, simulador 6 efectos, datos de simulación.

Efecto	Temperatura Brüden [°C]
Pre-evaporador	101,492
1	133,542
2A	126,786
2B	126,888
3 (Nuevo)	117,026
4A	105, 524
4B	105,125
6	92,439

Lo primero que se observa es que las temperaturas de los Brüdens, son menores que las obtenidas en la estación evaporadora con 5 efectos, esto ocasiona un problema, ya que algunas corrientes de jugos que se desean calentar, están a mayor temperatura que el fluido calefactor utilizado, estos casos se muestran en la tabla 3.16. Situación que será solucionada más adelante, cambiando la configuración de Brüdens en la simulación.

Tabla 3.16: Problemas con Jugos a mayor T° que FC.

Precaentador	Fluido calefactor	T° FC [°C]	T° salida jugo PreC. [°C]
21	Brüden 5	101,50	101,70
30	Brüden 4	105,30	106

Otra situación que se presenta con esta configuración se refleja en el resumen de Brüdens, el cual se muestra en la tabla 3.17.

Tabla 3.17: Resumen de consumos de Brüdens, en Toneladas.

Bruden	Br Generado	Br Expandidores	Br Cons. Evaporadores	Br Cons. Prec.	Br Cons Rad.	Br Cons. Refineria	Total
Br 1	40,31	0,50	38,80	2,01	0,00	0,00	0,00
Br 2	36,50	0,93	34,80	2,64	0,00	0,00	0,00
Br 3	34,66	1,77	34,49	1,95	0,00	0,00	0,00
Br 4	33,27	1,36	24,38	2,97	0,51	7,57	-0,80
Br 5	25,07	1,57	14,75	10,31	0,00	20,63	-19,06
Br 6	13,34	0,00	0,00	6,03	0,00	0,00	7,31
Vapor Vivo	0,00	0,00	39,22	2,30	0,00	0,00	-41,52

Se observa que existe un gran déficit de Brüden 5 y un exceso de Br6. Además se nota una

baja en el consumo de vapor vivo, pasando de 47 [ton/h] a 41,5 [ton/h], hay que considerar que la planta no está en equilibrio energético. Para lograr el vacío necesario en el último efecto, se utiliza un condensador barométrico, se trabaja con la siguiente relación¹⁴:

$$A_{caída} = \frac{Q}{500 \cdot (T_s - t_w - t_a)} \quad (3.1)$$

Dónde:

$A_{caída}$: Agua caída [Gpm].

Q: Calor a retirar [Btu/h].

T_s : T° de saturación del vapor [°F].

t_w : T° del agua [°F].

t_a : Grados de aproximación a T_s [°F].

El agua caída (adicionada a la torre barométrica) proviene de un canal y su flujo es de 125 m³/h con una temperatura de 15°C. En el caso, de la Planta IANSA Linares, el vacío generado, corresponde a los vahos de los tachos cocedores B y C, más algo de Brüden proveniente de la estación evaporadora.

Para la simulación, se obtiene que la masa de vahos BC es de 7,42 [ton/h] a una presión de vacío de 0,8 [Bar].

$$Q_{BC} = m_{vahos} \cdot \lambda(T_{BC}) = 7420 \cdot 564,8 = 4190816 [kcal] = 1,68 \times 10^7 \left[\frac{Btu}{h} \right]$$

Y para el Brüden de la estación evaporadora se tiene:

$$Q_{Br} = m_{Br} \cdot \lambda(92,44) = m_{Br} \cdot 543,9 = m_{Br} \cdot 543,9 [kcal] = \frac{m_{Br}}{2,204} \cdot 2158,37 \left[\frac{Btu}{kg \cdot h} \right]$$

Remplazando en la ecuación (3.1), se puede obtener la masa de Brüden necesaria para producir el vacío con el cual opera el último efecto de la estación evaporadora.

$$540 = \frac{1,68 \times 10^7}{500 \cdot (140 - 15 - 59)} + \frac{m_{Br} \cdot 979,3}{500 \cdot (198,4 - 15 - 59)} \Rightarrow m_{Br} = 2140,54 \left[\frac{lb}{h} \right] = 970,93 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

El valor obtenido para generar el vacío necesario en el último efecto es un 30% mayor al que se ocupa

¹⁴ Donald Q. Kern. 1965. "Process Heat Transfer". Cap 15.

es la operación normal de la planta.

Para lograr el equilibrio se deben variar las configuraciones y hacer cambios en la planta, para que los totales de los consumos de Brüden sean cercanos o iguales a 0. Para llevar esto a cabo se cambiara la configuración de fluidos calefactores y se asignará un flujo de Brüden 5 directo para refinería, con esto se espera lograr disminuir el exceso de Br6 y poder crear un poco más de Br5.

Los cambios realizados, se muestran con mayor detalle en la tabla 3.18.

Tabla 3.18: Cambios en la simulación, configuración 1.

	Anterior	Nuevo
Prec. 9	Br5	Br6
Prec. 6	Br5	Br4
Prec. 1	Br5	Br4
Prec. 21	Br5	Br4
Prec. 30	Br4	Br3
Br5 a Refinería [ton/h]	0	17,9
Agua Adicionada E. Evaporadora [ton/h]	1,5	8,5

Con los cambios realizados (configuración 1), se utiliza el simulador y los resultados obtenidos se muestran en las tablas 3.19 y 3.20

Tabla 3.19 Brüdens y sus temperaturas, simulador 6 efectos, datos de simulación, configuración 1.

Efecto	Temperatura Brüden [°C]
Pre-evaporador	96,690
1	131,774
2A	122,779
2B	122,885
3 (Nuevo)	111,157
4A	101,970
4B	102,827
6	92,047

Tabla 3.20: Resumen de consumos de Brüdens, en Toneladas, con configuración 1.

Brüden	Br Generado	Br Expandidores	Br Cons. Evaporadores	Br Cons. Prec.	Br Cons Rad.	Br Cons. Refinería	Total
Br 1	44,44	0,62	43,40	1,66	0,00	0,00	0,00
Br 2	40,82	1,15	37,15	4,83	0,00	0,00	0,00
Br 3	37,27	2,07	38,26	1,08	0,00	0,00	0,00
Br 4	36,99	1,69	20,89	9,86	0,45	7,59	-0,10
Br 5	25,34	1,81	7,44	0,00	0,00	19,74	-0,03
Br 6	6,90	0,00	0,00	6,95	0,00	0,00	-0,05
Vapor Vivo	0,00	0,00	44,09	2,12	0,00	0,00	-46,21

Se obtiene un equilibrio energético, teniendo todos los valores totales de consumo de Brüden cercanos a 0, pero para lograr esto se tuvo que adicionar 7m³ de agua en la estación evaporadora, perjudicando así el ahorro en el vapor vivo, con 5 efectos se consumían 47 [ton/h] y con esta configuración 46,2 [ton/h].

Se estima Brüden a utilizar para producir el vacío necesario en el último efecto.

Para la simulación, se obtiene que la masa de vahos BC es de 7,46 [ton/h] a una presión de vacío de 0,8 [Bar].

$$Q_{BC} = m_{vahos} \cdot \lambda(T_{BC}) = 7460 \cdot 564,8 = 4213408[kcal] = 1,68 \times 10^7 \left[\frac{Btu}{h} \right]$$

Y para el Brüden de la estación evaporadora se tiene:

$$Q_{Br} = m_{Br} \cdot \lambda(92,05) = m_{Br} \cdot 544,6 = m_{Br} \cdot 544,6[kcal] = \frac{m_{Br}}{2,204} \cdot 2161,15 \left[\frac{Btu}{kg \cdot h} \right]$$

Remplazando en la ecuación (3.1), se puede obtener la masa de Brüden necesaria para producir el vacío con el cual opera el último efecto de la estación evaporadora.

$$540 = \frac{1,68 \times 10^7}{500 \cdot (140 - 15 - 59)} + \frac{m_{Br} \cdot 980,55}{500 \cdot (197,6 - 15 - 59)} \Rightarrow m_{Br} = 2171,29 \left[\frac{lb}{h} \right] = 984,88 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Con la nueva simulación, se alcanza el equilibrio energético, pero a costa de una gran adición de agua al proceso, lo que perjudica la eficiencia del cometido del nuevo efecto, se realiza una nueva simulación, ahora buscando que el agua adicionada sea pequeña, ojala nula y que la planta quede en equilibrio energético, para ello se realizan los siguientes cambios en relación con la simulación 1, los cuales se resumen en la tabla 3.21.

Tabla 3.21: Cambios en la simulación, configuración 2.

	Anterior	Nuevo
Prec. 9	Br5	Br6
Prec. 6	Br5	Br4
Prec. 1	Br5	Br4
Prec. 21	Br5	Br4
Prec. 30	Br4	Br3
Br4 a Refinería [ton/h]	0	18,2
Agua Adicionada E. Evaporadora [ton/h]	1,5	2,5
Área nuevo efecto [m2]	1600	1200

Se probará otra configuración, para lograr disminuir el consumo de vapor vivo, ya que se está evaporando la misma agua adicionada en la estación evaporadora (configuración 2).

Simulando con los cambios realizados, se obtienen mejores resultados, debido a que se baja el agua adicional agregada en la estación evaporadora.

Tabla 3.22 Brüdens y sus temperaturas, simulador 6 efectos, datos de simulación, configuración 2.

Efecto	Temperatura Brüden [°C]
Pre-evaporador	95,583
1	132,086
2A	123,349
2B	123,465
3 (Nuevo)	109,850
4A	100,835
4B	101,726
6	91,124

Tabla 3.23: Resumen de consumos de Brüdens, en Toneladas, con configuración 2.

Brüden	Br Generado	Br Expandidores	Br Cons. Evaporadores	Br Cons. Prec.	Br Cons Rad.	Br Cons. Refinería	Total
Br 1	43,08	0,59	41,95	1,72	0,00	0,00	0,00
Br 2	39,51	1,09	35,58	5,01	0,00	0,00	0,00
Br 3	35,68	2,31	37,07	0,92	0,00	0,00	0,00
Br 4	35,86	1,60	20,41	9,07	0,43	7,59	-0,05
Br 5	25,19	1,80	7,09	0,00	0,00	19,94	-0,03
Br 6	6,37	0,00	0,00	6,39	0,00	0,00	-0,02
Vapor Vivo	0,00	0,00	41,62	2,12	0,00	0,00	-43,75

Con la configuración 2, se logra nuevamente un equilibrio energético en la planta, disminuyendo el consumo de 47 [ton/h] a 43,75 [ton/h] de vapor vivo.

Se estima Brüden a utilizar para producir el vacío necesario en el último efecto.

Para la simulación, se obtiene que la masa de vahos BC es de 7,47 [ton/h] a una presión de vacío de 0,8 [Bar].

$$Q_{BC} = m_{\text{vahos}} \cdot \lambda(T_{BC}) = 7500 \cdot 564,8 = 4219056 [kcal] = 1,68 \times 10^7 \left[\frac{Btu}{h} \right]$$

Y para el Brüden de la estación evaporadora se tiene:

$$Q_{Br} = m_{Br} \cdot \lambda(92,05) = m_{Br} \cdot 543,17 = m_{Br} \cdot 543,17 [kcal] = \frac{m_{Br}}{2,204} \cdot 2155,47 \left[\frac{Btu}{kg \cdot h} \right]$$

Remplazando en la ecuación (3.1), se puede obtener la masa de Brüden necesaria para producir el vacío con el cual opera el último efecto de la estación evaporadora.

$$540 = \frac{1,68 \times 10^7}{500 \cdot (140 - 15 - 59)} + \frac{m_{Br} \cdot 977,99}{500 \cdot (196 - 15 - 59)} \Rightarrow m_{Br} = 2231,78 \left[\frac{lb}{h} \right] = 1012 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Se consigue un ahorro de 3,25 [ton/h] de vapor vivo lo que significa un 7% menos de consumo aproximadamente. Pero ahora se tiene que aumentar el vacío de operación, para que corresponda al necesario y poder tener el Brüden 6 en estado de saturación a 91,124 [°C]. Al simular en las mismas condiciones y obtener un Br6 en exceso de 1,012 [ton/h] se obtiene que el vapor vivo necesario es de 43,85 [ton/h] con lo que el ahorro neto es de 6,7%.

Capítulo IV: Conclusiones.

Con los balances realizados e implementado en el simulador programado en VBA, se simula la Planta IANSA Linares, con los datos extraídos de los informes de la empresa, correspondientes a la campaña 2012, se obtienen resultados que indican que el modelo se puede aceptar como válido, ya que los resultados obtenidos no difieren más allá de un 1% de los datos reales y el consumo energético de la planta calculado no presenta problemas ya que los valores totales de Brüdens cumplen con los requerimientos simulados.

Al incorporar un nuevo efecto a la estación evaporadora, utilizando los mismos datos que los ingresados para la validación, los resultados obtenidos con el simulador, indican que el consumo de vapor disminuye alrededor de un 12%, pero como lo indica la bibliografía, la calidad de los Brüdens disminuye; lo que genera inconvenientes, ya que algunos jugos tienen mayor temperatura que los fluidos calefactores.

El impacto del nuevo efecto en la planta indica que el consumo de vapor vivo disminuye, pero para que el funcionamiento de la planta no se vea afectado, se simuló cambiando los datos en los equipos que generaban inconvenientes, pero los datos obtenidos del simulador dan a conocer que el ahorro en el consumo de vapor vivo es mínimo, debido a que para cubrir las necesidades energéticas de la planta es necesario adicionar 7 [m³] agua, a la estación evaporadora.

Una solución para no tener que agregar una gran cantidad de agua, es cambiar la configuración de vapores en los distintos intercambiadores de calor que lo permitan, además se observa que los Brüdens con mayor consumo son los 4 y 5, por lo que el área del nuevo evaporador se baja de 1600 m² a 1200 m², esto para no tener tanta generación de Brüden 3. Al simular con estas nuevas condiciones se obtiene un ahorro de 7%. Pero al tener un efecto más, el último evaporador de la estación evaporadora trabaja a vacío, por lo que se hace indispensable analizar el ahorro de vapor vivo, generando el vapor necesario para obtener dicho vacío. Del análisis se obtiene que al generar el vacío, igual se obtiene un ahorro de vapor vivo equivalente a un 6,7 % en comparación a la estación evaporadora trabajando con 5 efectos.

Se cumple con el objetivo de simular el proceso azucarero de la Planta IANSA Linares, con la adición de un nuevo efecto en la estación evaporadora, aunque las condiciones de las corrientes no tengan menor grado de error, no influyen en gran medida en las propiedades fisicoquímicas de los jugos. Por lo que se cuenta con una herramienta que hace posible analizar y variar distintas configuraciones de fluidos calefactores, cambio en las propiedades de equipos, entre otros, para determinar el funcionamiento óptimo de la planta con 6 efectos.

Bibliografía

- 01.- **Antonio Awad F.** “Tecnología azucarera de la remolacha. IANSA”.
- 02.- **P.W Van der Poel** . “Sugar Technology- Beet and Cane Sugar Manufacture”.
- 03.- **Silin, P. M.** “Technology of Beet-Sugar Production and refining”.
- 04.- **Mosen Asadi.** “Beet-Sugar Handbook”.
- 05.- **Bubnik Etal,** “Sugar Technologists Manual”. 8va edición.
- 06.- **Donald Q. Kern.** 1965. “Process Heat Transfer”.
- 07.- **Pedro J. Martínez de la Cuesta & Eloísa Rus Martínez.** “Operaciones de Separación en Ingeniería Química”. Capítulo 5.
- 08.- **José Luis Galán García.** “Sistemas de unidades físicas”. Capitulo VII, 28-12.
- 09.- **G. V. Reklaitis y D. R. Schneider.** “Balances de Materia y Energía”.
- 10.- “Perry’s Chemical Engineer’s Handbook” 2008. 8^{va} edición.
- 11.- **J. M. Smith y H. C. Van Ness.** “Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química”, 7ma edición.
- 12.- **Richard M. Felder & Ronald W. Rousseau.** “Principios Elementales de los Procesos Químicos” 3era edición.
- 13.- **Victor Hugo Martínez Sifuentes.** “Simulación de Procesos en Ingeniería Química”.
- 14.- “RSView Supervisory Edition”. Actors Solutions.

Anexos

Anexo A:

Factores influyentes en la evaporación.

Entre los factores más importantes que afectan el proceso de evaporación, se encuentran, los factores fisicoquímicos del líquido, los cuales se analizarán a continuación:

- **Concentración**

La concentración de la solución, es un factor muy importante en el proceso de evaporación, debido a que con esta se determinan otros dos factores fundamentales de la transferencia de calor, como son la capacidad calorífica de la solución y la elevación del punto de ebullición de la solución, esto debido a que al irse evaporando el agua, la concentración del soluto va aumentando y con esto el punto de ebullición de la solución remanente se incrementa, lo que conlleva a que se requiera una energía adicional en el proceso de evaporación.

- **Elevación del punto de ebullición**

Cuando se disuelve un soluto no volátil, en un solvente, la presión de vapor del solvente, decrece. Como consecuencia, el punto de ebullición aumenta, pues se requiere más energía para que la solución, alcance una presión de vapor igual a la presión del sistema. Este aumento, puede correlacionarse con una forma lineal, para las soluciones diluidas. No obstante, en los evaporadores, las soluciones llegan a condiciones cercanas a la de saturación, por lo tanto, se requiere una correlación específica para cada fluido, pues el caso no resulta cercano al ideal, que se describe como una recta.

El método que se utiliza para la determinación de estos aumentos, puede ser el método de Contrell¹⁵ o tablas que relacionan el porcentaje de soluto y la temperatura en una solución.

- **Solubilidad**

Todo sólido, posee una solubilidad máxima en agua, para esto, se debe tener en cuenta que existe una región, denominada la región de saturación, para la solución que se está evaporando. Si se pasa de esta zona, se llega a la región de sobresaturación, donde la precipitación o cristalización es casi inevitable, por lo que se debe considerar en el proceso, si es factible alcanzar una determinada concentración, de lo contrario, se produciría la cristalización dentro del evaporador conllevando a una interrupción en su

¹⁵ D. Van Nostrand company. "The Applications of Chemical Engineering".

operación.

- **Presión y temperatura**

Estas dos características van estrechamente ligadas, debido a que en la evaporación generalmente se trabaja en condiciones de saturación, de esta manera en cada presión de operación se tendrá la temperatura de saturación como temperatura de proceso. El modelo experimental de Classius y Clapeyron¹⁶, dice que si se disminuye la presión del sistema, la temperatura de ebullición disminuirá, esto de acuerdo a un modelo exponencial negativo, de la misma forma, si aumenta la presión del sistema, aumentará la temperatura de ebullición y por ende la energía requerida por el sistema. Cuando se tienen varios efectos en una estación evaporadora, la presión de operación va disminuyendo de evaporador en evaporador; se puede dar el caso en que los últimos equipos trabajen a vacío, todo esto para mejorar el aprovechamiento del vapor vivo con que se alimenta al evaporador.

- **Capacidad calorífica**

Corresponde a la relación entre el calor necesario para elevar la temperatura de una sustancia en un grado y el calor necesario para elevar la temperatura de un peso idéntico de agua de 15,5° a 16,5°C. Normalmente se expresa como cp. Para el agua su cp es bastante parecido a 1. La capacidad calorífica varía con respecto de la temperatura. Esto, desde el punto de vista molecular, significa que al aumentar la temperatura, la actividad de las moléculas aumenta, de modo que requieren menos energía para llegar de un punto de menor a un punto de mayor excitación. Por lo tanto, la cantidad de calor necesaria para la misma cantidad de masa para subir un grado centígrado, cuando esta se encuentra a una temperatura baja, no es la misma que cuando esta se encuentra a una temperatura alta. De aquí, que surge la necesidad de calcular las capacidades caloríficas a distintas temperaturas. En la literatura existen correlaciones para sustancias puras, a distintas temperaturas, donde se correlacionan por medio de polinomios, también existen tablas con poderes caloríficos promedio los cuales se estiman para rangos de temperaturas, entre otras.

Anexo B:

Base de datos simulador.

La base de datos del programa busca que el simulador sea lo más cercano al proceso azucarero real, para ello se almacenan las propiedades de los jugos de sacarosa, entre ellas están: destrucción de sacarosa en la extracción, destrucción térmica sufrida por la sacarosa en la estación evaporadora y las

¹⁶ David W. Ball. "Fisicoquímica".

propiedades fisicoquímicas de las soluciones que incluyen sacarosa, en donde se calcula elevación del punto de ebullición y capacidad calórica entre otras.

- **Perdida de sacarosa en extracción.**

Silin⁸ estableció una teoría matemática simplificada para aparatos de extracción a contracorriente. Supone que la concentración en el interior de la coseta disminuya linealmente desde el centro hasta la superficie de la misma y que todas ellas son iguales. Silin utilizó la ley de Fick y cálculos análogos para intercambiadores de calor para llegar a una fórmula que relaciona, temperatura, pH, tiempo de residencia en el difusor, el tiraje y la calidad de la coseta.

La cual por la experiencia y para facilidad de uso, se puede escribir de la siguiente forma:

$$\gamma = A \cdot V \cdot L \cdot t \tag{B.1}$$

γ : Es un término que depende del tiraje y las pérdidas en coseta prensada %SR.

A: Coeficiente de aparato de difusión

V: Parámetro que expresa la relación entre coeficiente de difusión, temperatura absoluta, pH y la viscosidad de agua a esa temperatura

L: Largo de 100 g de coseta, N° de Silin

t: Tiempo de residencia de las casetas en el difusor.

Tabla B1: Dependencia de las pérdidas por difusión con el tiraje y las variables de la fórmula de Silin

Tiraje	Valor de γ									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
108	0,2694	0,1343	0,0794	0,0508	0,034	0,0233	0,0163	0,0115	0,0082	0,0059
110	0,2655	0,1297	0,0749	0,0468	0,0304	0,0203	0,0138	0,0094	0,0065	0,0045
112	0,262	0,1253	0,0707	0,0431	0,0273	0,0177	0,0116	0,0077	0,0052	0,0035
114	0,2586	0,1212	0,0669	0,0397	0,0245	0,0154	0,0099	0,0064	0,0041	0,0027
115	0,2568	0,1192	0,0651	0,0381	0,0232	0,0144	0,0091	0,0058	0,0037	0,0024
116	0,2553	0,1173	0,0633	0,0367	0,022	0,0135	0,0084	0,0053	0,0033	0,0021
118	0,2521	0,1136	0,06	0,0339	0,0198	0,0118	0,0071	0,0043	0,0027	0,0016
120	0,2489	0,1101	0,0568	0,0314	0,0179	0,0104	0,0061	0,0036	0,0022	0,0013
122	0,246	0,1068	0,0539	0,0291	0,0162	0,0092	0,0052	0,003	0,0017	0,001
124	0,2432	0,1036	0,0513	0,027	0,0147	0,0081	0,0045	0,0025	0,0014	0,0008
125	0,2417	0,1021	0,05	0,0261	0,014	0,0076	0,0041	0,0023	0,0013	0,0007
126	0,2404	0,1006	0,0488	0,0251	0,0133	0,0072	0,0039	0,0021	0,0012	0,0006
128	0,2377	0,0978	0,0465	0,0234	0,0121	0,0064	0,0034	0,0018	0,0009	0,0005
130	0,2351	0,0951	0,0443	0,0218	0,011	0,0057	0,0029	0,0015	0,0008	0,0005
132	0,2326	0,0926	0,0422	0,0204	0,0101	0,005	0,0025	0,0013	0,0007	0,0003

Con el tiraje (eje vertical marcado con azul) y valor calculado de γ (eje horizontal marcado con rojo) se entra a la tabla B1 y el valor de la intersección de ambos ejes es c .

Dónde:

$$c = \frac{S_b}{S_r}$$

Sb : Porcentaje de sacarosa pérdida en difusión.
 Sr : Porcentaje de sacarosa pérdida en coqueta fresca.

Ejemplo:

Contenido azúcar coqueta fresca: Sr=16,5 % s.R.

Pérdida en difusión, coqueta: Sb= 0,20 % s.R.

Tiraje: 118 % s.R.

Cálculo de γ : $C=Sb/Sr = 0,2/16,5 = 0,0121$

Con γ y c se busca en Tabla B1, y se obtiene que $\gamma =5,96$

Caso 2: ahora se ve cómo cambian las pérdidas de difusión al pasar de 118 a 123% s.R. el tiraje.

Con el valor de γ y el tiraje, se determina:

$c=0,0089$

Como $Sb = c \cdot Sr$, se obtiene Sb=0,147% s.R.

Al aumentar el tiraje, las pérdidas en difusión disminuyen de 0,20 a 0,15% s.R.

- **Destrucción térmica de la sacarosa.**

En la estación evaporadora se produce este fenómeno, cuando se calientan soluciones de sacarosa se produce destrucción de la molécula, dando lugar a una serie de compuestos que empeoran la calidad del azúcar, ya que algunos de ellos son fuertemente coloreados, una medida para paliar los efectos de coloración es la etapa de sulfitación. La destrucción es dependiente del tiempo de residencia en los evaporadores, de la concentración de sacarosa y de la temperatura. La destrucción térmica de la sacarosa fue estudiada por Athenstedt¹⁷, quién nos da el siguiente cuadro.

Tabla B2: Destrucción de sacarosa en g/100g de sacarosa por hora en evaporadores

Porcentaje de sacarosa en el jugo [%]					
Temperatura [°C]	10	20	30	40	50
80	0,044	0,03	0,016	0,017	0,02
85	0,062	0,042	0,022	0,026	0,03
90	0,079	0,054	0,029	0,034	0,039
95	0,097	0,066	0,036	0,043	0,049
100	0,114	0,078	0,042	0,051	0,058
105	0,139	0,094	0,049	0,059	0,068
110	0,163	0,109	0,056	0,067	0,078
115	0,175	0,119	0,062	0,075	0,162
120	0,282	0,234	0,186	0,227	0,268
125	0,533	0,508	0,483	1,024	0,704

¹⁷ Athenstedt .“Taschenbuch”. 1966

La tabla B2 se adaptó a la base de datos del simulador, convirtiéndola en funciones para cada porcentaje de sacarosa y en función de la temperatura, en total se construyeron 5 funciones.

Los valores de la tabla B2 están por unidad de tiempo de 1 hora, pero el tiempo de residencia de los jugos en cada evaporador es mucho menor a esto, alrededor de 100 segundos, por ello se necesita calcular el volumen de cada evaporador y con el caudal de jugo que ingresa a ellos, se obtiene el tiempo de residencia como $\tau = \frac{Vol_i}{Q}$.

Tabla B3: Volumen de los evaporadores actuales en Planta IANSA Linares.

Efecto	Largo Tubos [mm]	%Llenado	Diametro [mm]	Vol. Tubo [m3]	N° Tubos	Vol Cabezal [m3]	Vol Total [m3]
I	3400	35	27	0,000681342	5532	1	4,769
IIA	2400	35	27	0,000480948	3560	1	2,712
IIB	2400	35	27	0,000480948	2858	1	2,375
IIIA	2400	35	27	0,000480948	5532	1	3,661
IIIB	2400	35	27	0,000480948	4551	1	3,189
Pre-Evap	4185	35	31	0,001105548	3850	1	5,256
V	2400	35	27	0,000480948	2910	1	2,400

- **Aumento del punto de ebullición.**

Se llama punto de ebullición a la temperatura a la cual la presión de vapor de un líquido se iguala con la presión que existe sobre la superficie del líquido, es decir, justo en el momento previo a la ebullición, y depende directamente de la presión; cuanto más se eleva la presión, mayor es el punto de ebullición. Cuando el agua llega al punto de ebullición y se continúa agregando calor como para producir el cambio de estado, el agua se evapora y se mantiene constante la temperatura mientras dura la ebullición. Todo esto es válido para agua pura; para soluciones la situación es diferente, ya que se produce un aumento del punto de ebullición debido a los solutos contenidos en ellas.

Desde el punto de vista que nos interesa en este tema, el jugo que entra a evaporación es una solución de sacarosa y no-azúcares, por este hecho hierve a una temperatura mayor que la del agua pura. La elevación del punto de ebullición depende de la materia seca contenida en el jugo, de su pureza y de la presión a que está sometido.

Hay distintas formas de obtener el aumento del punto de ebullición en la industria azucarera pero la preferida es extraerlo desde tablas que relacionan la temperatura de ebullición del agua a la presión de operación, la pureza y el contenido de sacarosa en las soluciones. Pero ingresar dichas tablas en la base de datos es un trabajo tedioso y que puede resultar impreciso, es por esto que se ha utilizado la fórmula entregada por Bubnik Etal¹⁰ la cual establece lo siguiente:

Sí MS es menor al 60% se tiene:

$$k = 0.4$$

Tabla B2: Valores de A, B y C para MS<60%

	A	B	C
0	1.59515	1.8444×10^{-2}	1.08062×10^{-3}
1	-2.00092	-3.0438×10^{-2}	2.89645×10^{-4}
2	8.01933×10^{-1}	1.72958×10^{-2}	-3.01416×10^{-4}

Y si MS es mayor o igual al 60%:

$$k = 0.6$$

Tabla B3: Valores de A, B y C para MS>60%

	A	B	C
0	1.67525	2.87764×10^{-2}	1.06668×10^{-3}
1	-1.85299	-2.77263×10^{-2}	2.10304×10^{-4}
2	7.92284×10^{-1}	1.44306×10^{-2}	-4.28374×10^{-4}

Y se tiene el aumento del punto de ebullición como:

$$a = A(0) + A(1) \cdot q + A(2) \cdot q^2$$

$$b = B(0) + B(1) \cdot q + B(2) \cdot q^2$$

$$c = C(0) + C(1) \cdot q + C(2) \cdot q^2$$

$$APE = \frac{a \cdot MS^2 \cdot (273 + T_{bw})^2}{(374.3 - T_{bw})^{0.38}} \cdot (b \cdot (MS - k)^2 + c) \quad (B.2)$$

Dónde:

T_{bw} : Temperatura ebullición del agua a la presión del jugo.

Q : Pureza del jugo

Por ejemplo para una MS del jugo claro blando sulfitado de 20, con una pureza de 90% a una presión de 1,03 bares:

$$T_{bw} = 103$$

$$MS < 60\%$$

$$a = 0.44388$$

$$b = 0.005059$$

$$c = 0.0010971$$

$$APE = 0.3879 [^{\circ}C]$$

El APE de tabla para esas condiciones es de 0.388.

- **Poder Calorífico.**

El calor específico de soluciones de sacarosa, disminuye cuando la concentración y la temperatura se incrementan. El calor específico de las soluciones de azúcar es dependiente de la concentración de azúcar, de la pureza, y de la temperatura, T°. Una forma de obtener el poder calorífico es entrar en tablas que relacionan todas estas variables, como la indicada en la figura B1.

Table A.7 Specific Heat Capacity (C_p) of Impure Sucrose Solutions (kJ/kg°C)

Temp. (°C)	Purity (P) = 90%								Purity (P) = 80%							
	Dry-Substance Content (%)								Dry-Substance Content (%)							
	10	20	30	40	50	60	70	80	10	20	30	40	50	60	70	80
0	3.93	3.68	3.42	3.16	2.91	2.65	2.40	2.14	4.26	3.67	3.41	3.15	2.89	2.63	2.37	2.11
10	3.94	3.69	3.44	3.19	2.95	2.70	2.45	2.20	3.93	3.68	3.43	3.18	2.92	2.67	2.42	2.17
20	3.95	3.71	3.47	3.22	2.98	2.74	2.50	2.26	3.94	3.70	3.45	3.21	2.96	2.72	2.47	2.23
30	3.95	3.72	3.49	3.25	3.02	2.79	2.56	2.32	3.95	3.71	3.47	3.24	3.00	2.76	2.52	2.29
40	3.96	3.74	3.51	3.28	3.06	2.83	2.61	2.38	3.96	3.73	3.50	3.27	3.04	2.81	2.58	2.35
50	3.97	3.75	3.53	3.31	3.10	2.88	2.66	2.44	3.96	3.74	3.52	3.30	3.07	2.85	2.63	2.41
60	3.98	3.77	3.56	3.34	3.13	2.92	2.71	2.50	3.97	3.76	3.54	3.33	3.11	2.90	2.68	2.47
70	3.98	3.78	3.58	3.37	3.17	2.97	2.77	2.56	3.98	3.77	3.56	3.36	3.15	2.94	2.73	2.53
80	3.99	3.80	3.60	3.40	3.21	3.01	2.82	2.62	3.99	3.79	3.59	3.39	3.19	2.99	2.79	2.59
90	4.00	3.81	3.62	3.43	3.25	3.06	2.87	2.68	3.99	3.80	3.61	3.42	3.22	3.03	2.84	2.65
100	4.01	3.83	3.65	3.46	3.28	3.10	2.92	2.74	4.00	3.82	3.63	3.45	3.26	3.08	2.89	2.71
110	4.01	3.84	3.67	3.49	3.32	3.15	2.98	2.80	4.01	3.83	3.65	3.48	3.30	3.12	2.94	2.77
120	4.02	3.86	3.69	3.52	3.36	3.19	3.03	2.86	4.02	3.85	3.68	3.51	3.34	3.17	3.00	2.83
130	4.03	3.87	3.71	3.55	3.40	3.24	3.08	2.92	4.02	3.86	3.70	3.54	3.37	3.21	3.05	2.89

Figura B1: Tabla Poder calorífico de soluciones azucaradas, Fuente: Beet Sugar Handbook

Otra forma de obtener el poder calorífico de soluciones azucaradas, es ocupar la ecuación, que entrega Bubnik Etal¹⁰. La que se divide en dos, la primera para soluciones con sacarosa y la otra para agua pura. Están en función de la temperatura, la MS y la pureza de los jugos:

1) Si MS>0 se tiene:

$$C_p = 4.1868 - MS \cdot 100 \cdot (0.0297 - 4.6 \cdot 10^{-5} \cdot q) + 7.5 \cdot 10^{-5} \cdot MS \cdot T \quad (B.3)$$

2) Si es agua pura:

$$C_p = 4.205 - 1.685 \cdot 10^{-3} \cdot T + 2.75 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 1.011 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 \quad (B.4)$$

Anexo c:

Flowsheet de la planta.

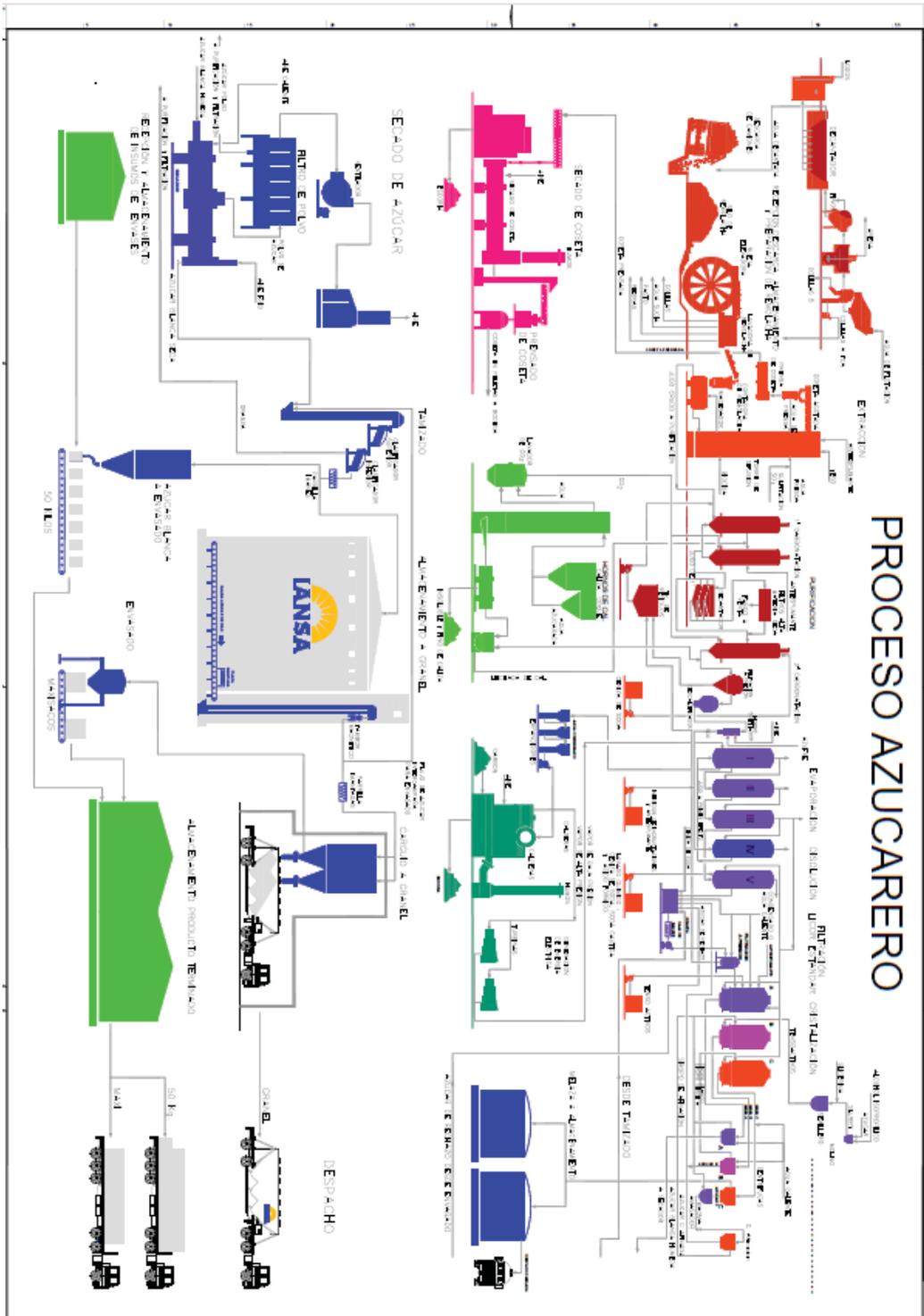


Figura C: Flowsheet de la Planta IANSA Linares

Glosario.

F	: Flujo másico fluidos.	[ton/h]
s	: Fracción de sacarosa.	[adimensional]
a	: Fracción de agua.	[adimensional]
n	: Fracción de No azucares.	[adimensional]
p	: Pureza.	[adimensional]
T	: Temperatura fluido.	[°C]
C _p	: Capacidad calorífica.	[Kcal/Kg °C]
P	: Presión del fluido.	[Bar]
h	: Entalpia de corriente liquida.	[Kcal/Kg]
H	: Entalpia de corriente gaseosa.	[Kcal/Kg]
A	: Áreas de transferencia.	[m ²]
MS	: Materia seca	[%]
Pol	: Porcentaje de sacaros en jugo.	[%]
Q	: Pureza de jugo	[adimensional]
U _{AP}	: Coeficiente de Transferencia Global de Calor	[Kcal/m ² °C min]
L	: Largo de tubos	[mm]
N _t	: Número de tubos	[adimensional]
D	: Diámetro interno tubos	[mm]