

PRÁCTICA EMPRESARIAL VG & V SERVICIOS E INGENIERÍAS SAS,
PROCESOS DE INGENIERÍA EN EQUIPOS ROTATIVOS.

CRISTIAN ENRIQUE HERNÁNDEZ PEÑA.

FIRMA DEL ESTUDIANTE_____

SUPERVISOR DE LA EMPRESA

ING.FELIPE ANTONIO DÍAZ ROMERO

VISTO BUENO SUPERVISOR_____

UNIVERSIDAD PONTIFICIA BOLIVARIANA SECCIONAL BUCARAMANGA

ESCUELA DE INGENIERÍAS

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA

COMITÉ DE TRABAJOS DE GRADO

BUCARAMANGA

2014

PRÁCTICA EMPRESARIAL VG & V SERVICIOS E INGENIERÍAS SAS,
PROCESOS DE INGENIERÍA EN EQUIPOS ROTATIVOS

CRISTIAN ENRIQUE HERNÁNDEZ PEÑA

Práctica empresarial como requisito para optar al título de Ingeniero Mecánico

Supervisor de Práctica:

Edwin Jesús Córdoba Tuta

Ingeniero Mecánico

UNIVERSIDAD PONTIFICIA BOLIVARIANA SECCIONAL BUCARAMANGA

ESCUELA DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA

BUCARAMANGA

2014

Nota de Aceptación

Firma del presidente del jurado

Firma del jurado

Firma del jurado

Bucaramanga

DEDICATORIA

A mi familia que siempre estuvo atenta en mis metas, mis propósitos y mis sueños, siempre con un apoyo incondicional en las buenas y malas decisiones. En especial a mi padre quien fue un apoyo constante a lo largo de este proceso.

AGRADECIMIENTOS

Como primera medida al ingeniero Felipe Díaz Romero quien fue un tutor a lo largo de este proceso, confió en mí y aportó en gran medida a mi conocimiento. Al ingeniero Fabio Hernández Monroy por sus aportes, su apoyo y su asesoría durante este proceso.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	22
1. OBJETIVOS	23
2 MARCO TEÓRICO	24
ASPEN HYSIS:.....	24
2.1 MÓDULO 1 - INICIANDO HYSYS	24
2.1.1 Paquete de fluido.....	24
2.1.2 Corriente de Materia:	24
2.1.3 Corriente de Energía:.....	24
2.1.4 Ecuación de estado:	24
2.1.5 Ecuación de Peng-Robinson:.....	24
2.1.6 Compuesto hipotético:	25
2.1.7 Tipos de corriente en Aspen HYSYS	25
2.1.8 Punto de rocío:	25
2.1.9 Punto de burbuja	25
2.2 MÓDULO 2 - CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS	26
2.2.1 Caracterización de crudos mediante cromatografía gaseosa:.....	26
2.3 MÓDULO 3 - SISTEMAS DE TRANSPORTE DE FLUIDOS HIDROCARBUROS.....	26
2.3.1 Correlación para flujo bifásico de Beggs & Brill:.....	26
2.4 MÓDULO 4 - COMPRESIÓN EN DOS ETAPAS.....	27
2.4.1 La compresión de dos etapas con interenfriador:.....	27
2.5 MÓDULO 5 - SIMULACIÓN DE SEPARADORES REALES	27
2.5.1 Separador trifásico:.....	27
2.5.2 Arrastre y succión en separadores:.....	27
2.6 MÓDULO 6 - ENDULZAMIENTO DE GAS ÁCIDO CON DEA	27
2.6.1 Endulzamiento de gas ácido con DEA:	27
2.6.2 Operación lógica Set:.....	28
2.6.3 Operación lógica Reciclo:	28
2.7 MÓDULO 7 - DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL CON TEG	28
2.7.1 Deshidratación del gas natural con TEG:	28
2.8 MÓDULO 8 - CICLO DE REFRIGERACIÓN CON PROPANO	29

2.8.1	Ciclo de refrigeración por compresión de vapor:	29
2.8.2	Plantillas en Aspen HYSYS	29
2.9	MÓDULO 9 - PLANTA DE REFRIGERACIÓN DE GAS NATURAL	30
2.9.1	Modelos de intercambiadores de calor en Aspen HYSYS:.....	30
2.9.2	Operación Balance:	30
2.9.3	Operación Adjust:	30
2.10	CONCEPTOS BÁSICOS DE BOMBAS.....	31
2.10.1	Carga:.....	31
2.10.2	Carga estática:.....	31
2.10.3.	Presión de Vapor:	31
2.10.4	Elevación de succión estática:	31
2.10.5	Carga de succión estática:	31
2.10.6	Carga de descarga estática:	32
2.10.7	Carga estática total:	32
2.10.8	Carga de fricción:.....	32
2.10.9	Carga de velocidad:	32
2.10.10	Elevación de succión total:.....	32
2.10.11	Carga total de succión:	32
2.10.12	Carga total de descarga:.....	33
2.10.13	Carga total:	33
2.10.14	Carga de succión neta positiva (NPSH):	33
2.11	BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO	34
2.11.1	Bombas de desplazamiento positivo.....	34
2.11.2	Cavidades progresivas	34
2.11.3	Engranajes Internos – Medialuna:.....	35
2.11.4	Lóbulos:	37
2.11.5	Paletas:.....	37
2.11.6	Tornillos:	38
2.12	DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES SEGÚN LA NORMA API 650... 39	
2.12.1	Norma API 650:	39
3.	CAPACITACIÓN EN ASPEN HYSYS	39
3.1	INICIANDO HYSYS	39
3.1.1	TALLER	39

3.1.2 OBJETIVOS DEL MÓDULO	39
3.1.3 DEFINICIÓN DE LAS BASES DE LA SIMULACIÓN.....	39
3.1.4 EXPORTANDO PAQUETES DE FLUIDO.....	43
3.1.5 ADICIONANDO CORRIENTES	44
3.1.6 CÁLCULOS FLASH.....	46
3.1.7 ADICIONANDO UTILIDADES.....	49
3.2 CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS MEDIANTE CROMATOGRAFÍA GASEOSA.....	53
3.2.1 TALLER	53
3.2.2 OBJETIVOS.....	54
3.2.3 CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS USANDO ASPEN HYSYS.....	54
3.2.4 CONSTRUCCIÓN DE LA SIMULACIÓN	54
3.2.5 SPREADSHEET DE ASPEN HYSYS	68
3.2.6 USO DEL CASE STUDY DE ASPEN HYSYS.....	70
3.3 SISTEMAS DE TRANSPORTE DE FLUIDOS HIDROCARBUROS	73
3.3.1 TALLER	73
3.3.2 OBJETIVOS.....	73
3.3.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN	73
3.3.4 ANALIZANDO LOS RESULTADOS	83
3.4 COMPRESIÓN EN DOS ETAPAS	84
3.4.1 TALLER	84
3.4.2 OBJETIVOS.....	85
3.4.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN	85
3.5 SIMULACIÓN DE SEPARADORES REALES	91
3.5.1 TALLER	91
3.5.2 OBJETIVOS.....	91
3.5.3 CORRELACIONES PARA EL CÁLCULO DE SEPARADORES REALES EN ASPEN HYSYS	92
3.5.4 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN	93
3.6 ENDULZAMIENTO DE GAS ÁCIDO CON DEA	102
3.6.1 TALLER	102
3.6.2 OBJETIVOS.....	102
3.6.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN	102

3.7 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL CON TEG	116
3.7.1 TALLER	116
3.7.2 OBJETIVOS.....	116
3.7.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN	116
3.7.4 ANALIZANDO LOS RESULTADOS.....	126
3.8 CICLO DE REFRIGERACIÓN CON PROPANO	127
3.8.1 TALLER	127
3.8.2 OBJETIVOS.....	127
3.8.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN	127
3.9 PLANTA DE REFRIGERACIÓN DE GAS NATURAL.....	130
3.9.1 TALLER	130
3.9.2 OBJETIVOS.....	130
3.9.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN	130
4. APLICACIONES, CÁLCULO Y SELECCIÓN DE BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO.....	138
4.1 CASO 1	138
4.1.1 Esquema hidráulico	138
4.1.2 Propiedades del agua	139
4.1.3 Criterios de velocidad	140
4.1.4 Cálculos hidráulicos.....	141
4.2 CASO 2	144
4.2.1 Esquema hidráulico	144
4.2.2 Propiedades de los fluidos	145
4.2.3 Criterios de velocidad	148
4.2.4 Cálculos hidráulicos.....	149
4.2.5 Selección de la bomba.....	150
4.3 CASO 3	151
4.3.1 Esquema hidráulico	152
4. 3.2 Propiedades de los fluidos	152
4.3.3 Dimensionamiento de tanques según las normas API	152
4.3.4 Criterios de velocidad	153
4.3.5 Cálculos hidráulicos.....	153
4.4 CASO 4	160

4.4.1 Diagrama de flujo del proceso	160
4.4.2 Propiedades de los fluidos	161
4.4.3 Dimensionamiento de tanques según las normas API 650	164
4.4.4 Dilución.....	164
4.4.5 Criterios de velocidad	165
4.4.6 Cálculos hidráulicos.....	166
4.4.7 Selección de las bombas	175
4.4.8 Análisis de viscosidad óptima	181
5. CONCLUSIONES	183
6. RECOMENDACIONES.....	184
7. BIBLIOGRAFÍA.....	185

LISTA DE TABLAS

Tabla 1: Iniciando HYSYS - Lista de Compuestos.....	40
Tabla 2 Iniciando HYSYS - Fracción Molar de las Corrientes.....	45
Tabla 3 Iniciando HYSYS - Condiciones de las Corrientes.....	53
Tabla 4 Caracterización de crudos - Lista de Componentes	54
Tabla 5 Caracterización de crudos - Propiedades del Crudo.....	55
Tabla 6 Caracterización de crudos - Curva de Destilación del Crudo.....	56
Tabla 7 Caracterización de crudos - Propiedades del Crude Gas y Crude Liquid	61
Tabla 8 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Lista de Componentes.....	74
Tabla 9 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Condiciones de las Corrientes	74
Tabla 10 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características de la Línea 1	76
Tabla 11 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características línea 1	77
Tabla 12 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características líneas 2 y 3.....	79
Tabla 13 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Mezclador 1	80
Tabla 14 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características línea 4.....	80
Tabla 15 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características línea 5.....	81
Tabla 16 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Mezclador 2	81
Tabla 17 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características línea 6.....	82
Tabla 18 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Mezclador 3	82
Tabla 19 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características línea 7	83
Tabla 20 Compresión en dos etapas - Lista de Compuestos	85
Tabla 21 Compresión en dos etapas - Características corriente	85
Tabla 22 Compresión en dos etapas - Mezclador 1.....	86
Tabla 23 Compresión en dos etapas - Separador 1	86
Tabla 24 Compresión en dos etapas - Compresor 1	86
Tabla 25 Compresión en dos etapas - Enfriador 1.....	87
Tabla 26 Compresión en dos etapas - Mezclador 2.....	87
Tabla 27 Compresión en dos etapas - Separador 2	87
Tabla 28 Compresión en dos etapas - Válvula 1	88
Tabla 29 Compresión en dos etapas - Compresor 2	88

Tabla 30 Compresión en dos etapas - Enfriador 2.....	88
Tabla 31 Compresión en dos etapas - Separador 3	89
Tabla 32 Compresión en dos etapas - Válvula 2	89
Tabla 33 Compresión en dos etapas - Recycle 2	91
Tabla 34 Simulación de separadores reales - Mezclador 1	94
Tabla 35 Simulación de separadores reales - Separador trifásico 1.....	95
Tabla 36: Endulzamiento de gas ácido con DEA - Lista de Compuestos	102
Tabla 37 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Propiedades Gas Agrio.....	103
Tabla 38 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Propiedades DEA a T. Contactora	104
Tabla 39 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Separador 1	105
Tabla 40 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina	105
Tabla 41 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina	107
Tabla 42 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Válvula 1	108
Tabla 43 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Separador 2	108
Tabla 44 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración intercambiador de calor	108
Tabla 45 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Corriente Restitución H2O	113
Tabla 46 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Mezclador 1	114
Tabla 47 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Cooler 1	114
Tabla 48 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Bomba 1	115
Tabla 49: Deshidratación del gas natural con TEG - Lista de Compuestos....	116
Tabla 50 Deshidratación del gas natural con TEG - Corriente Gas entrada...	117
Tabla 51 Deshidratación del gas natural con TEG - Corriente Alimento TEG	117
Tabla 52 Deshidratación del gas natural con TEG - Corriente Agua para saturar	118
Tabla 53 Deshidratación del gas natural con TEG -Separador 1.....	118
Tabla 54 Deshidratación del gas natural con TEG - Absorber.....	119
Tabla 55 Deshidratación del gas natural con TEG - Intercambiador de calor.	119
Tabla 56 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación.....	122
Tabla 57 Deshidratación del gas natural con TEG - Corriente Restitución TEG	123
Tabla 58 Deshidratación del gas natural con TEG - Mezclador 2.....	124
Tabla 59 Deshidratación del gas natural con TEG - bomba 2	124
Tabla 60 Deshidratación del gas natural con TEG - Intercambiador de calor 2	124
Tabla 61 Ciclo de refrigeración con propano - Corriente 1	128

Tabla 62 Ciclo de refrigeración con propano - Corriente 3	128
Tabla 63 Ciclo de refrigeración con propano - Calentador.....	128
Tabla 64 Ciclo de refrigeración con propano - Compresor	129
Tabla 65 Planta de refrigeración de gas natural - Corriente Gas a enfriar.....	131
Tabla 66 Planta de refrigeración de gas natural - Separador 1	131
Tabla 67 Planta de refrigeración de gas natural - Cooler 1.....	134
Tabla 68 Planta de refrigeración de gas natural - Separador 2	134
Tabla 69 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración operación Balance.....	134
Tabla 70: CASO 1 - Propiedades del Agua	139
Tabla 71: CASO 1 - Criterios de Velocidad.....	140
Tabla 72: CASO 1 - Succión	141
Tabla 73: CASO 1 - Descarga	142
Tabla 74: CASO 1 - Datos de Selección.....	142
Tabla 75: CASO 2 - Viscosidad Crudo.....	145
Tabla 76: CASO 2 - Propiedades de los Fluidos Caso 2	147
Tabla 77: CASO 2 - Succión.....	149
Tabla 78: CASO 2 - Descarga	150
Tabla 79: CASO 2 - Datos de Selección.....	150
Tabla 80: CASO 3 - Propiedades de los Fluidos Caso 3	152
Tabla 81: CASO 3 - Succión 1-2.....	154
Tabla 82: CASO 3 - Succión 2-3.....	155
Tabla 83: CASO 3 - Altura Mínima de Succión.....	156
Tabla 84: CASO 3 - Descarga 4-5	157
Tabla 85: CASO 3 - Descarga 5-6	157
Tabla 86: CASO 3 - Datos de Selección.....	158
Tabla 87: CASO 4 - Balance de Masa del Sistema Caso 4.....	163
Tabla 88: CASO 4 - Dimensionamiento de Tanques	164
Tabla 89: CASO 4 - Balance de Masa Obtención API 20	164
Tabla 90: CASO 4 - Succión p1	166
Tabla 91: CASO 4 - Altura Mínima p1.....	167
Tabla 92: CASO 4 - Descarga p1	168
Tabla 93: CASO 4 - Succión p2.....	169
Tabla 94: CASO 4 - Descarga p2	170
Tabla 95: CASO 4 - Succión p3.....	171
Tabla 96: CASO 4 - Altura Mínima p3.....	171
Tabla 97: CASO 4 - Descarga p3	172
Tabla 98: CASO 4 - Descarga p4	173
Tabla 99: CASO 4 - Descarga p4 Configuración Recomendada	174
Tabla 100: CASO 4 - Datos de Selección p1	175

Tabla 101: CASO 4 - Datos de Selección p2.....	176
Tabla 102: CASO 4 - RPM Máxima Recomendada.....	177
Tabla 103: CASO 4 - Cilindrada Modelo CZL.....	177
Tabla 104: CASO 4 - Datos de Selección p3.....	178
Tabla 105: CASO 4 - Datos Bomba de Tres Tornillos.....	179
Tabla 106: CASO 4 - Datos de Selección p4.....	180
Tabla 107: CASO 4 - Datos Bomba de Tres Tornillos.....	180

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Ciclo de Refrigeración.....	29
Figura 2: Cargas en una bomba	34
Figura 3: Cavidades progresivas	35
Figura 4: Engranajes Internos.....	36
Figura 5: Bomba de Lóbulos.....	37
Figura 6: Bomba de Paletas	38
Figura 7: Bomba de Tornillos	38
Figura 8 Iniciando HYSYS - Selección de Modelo de Simulación.....	40
Figura 9. Iniciando HYSYS - Composición de la corriente.....	41
Figura 10 Iniciando HYSYS - Adición de compuesto hipotético.....	41
Figura 11 Iniciando HYSYS - Nombrando el compuesto hipotético	42
Figura 12 Iniciando HYSYS - Estimación de propiedades no conocidas	42
Figura 13 Iniciando HYSYS - Adición de componente hipotético a la lista de componentes	43
Figura 14 Iniciando HYSYS - Paquete de Fluido Planta de Gas.....	43
Figura 15 Iniciando HYSYS - Menú de objetos.....	44
Figura 16 Iniciando HYSYS - Denominación de Corriente.....	45
Figura 17 Iniciando HYSYS - Ingresando las fracciones molares de las corrientes	46
Figura 18 Iniciando HYSYS - Calculo Flash Pozo de Gas 2.....	47
Figura 19 Iniciando HYSYS - Determinación Temperatura de Rocío	48
Figura 20 Iniciando HYSYS - Determinación Temperatura de Burbuja	48
Figura 21 Iniciando HYSYS - Adición de Utilidades.....	49
Figura 22 Iniciando HYSYS - Cálculo Envolvente de Fases.....	49
Figura 23 Iniciando HYSYS - Curva envolvente	50
Figura 24 Iniciando HYSYS - Tabla de datos - Envolvente.....	50
Figura 25 Iniciando HYSYS - Adición Tabla de Propiedades	51
Figura 26 Iniciando HYSYS - Configuración Tabla de Propiedades	51
Figura 27 Iniciando HYSYS - Generación de tabla de propiedades	52
Figura 28 Iniciando HYSYS - Tabla de Conductividad Térmica y Densidad	53
Figura 29 Caracterización de crudos - Listado de componentes	55
Figura 30 Caracterización de crudos - Selección del modelo de simulación	55
Figura 31 Caracterización de crudos - Adición de un nuevo Assay	56
Figura 32 Caracterización de crudos - Datos de la curva de Destilación TBP .	57
Figura 33 Caracterización de crudos - Inclusión datos de densidad y viscosidad	58
Figura 34 Caracterización de crudos - Selección Caracterización de crudos ..	58
Figura 35 Caracterización de crudos - Incorporación datos Assay	59

Figura 36 Caracterización de crudos - Destilación simulada de la mezcla	59
Figura 37 Caracterización de crudos - Instalación del petróleo	60
Figura 38 Caracterización de crudos - Composición corriente.....	60
Figura 39 Caracterización de crudos - Construcción del PFD	61
Figura 40 Caracterización de crudos - Selección del mezclador	62
Figura 41 Caracterización de crudos - Definición de corrientes de entrada y salida del mezclador	62
Figura 42 Caracterización de crudos - Instalación válvula	63
Figura 43 Caracterización de crudos - PFD completo del proceso	63
Figura 44 Caracterización de crudos - Separador Trifásico	64
Figura 45 Caracterización de crudos - Composición Gas de Alta.....	64
Figura 46 Caracterización de crudos - Enfriador de Gas	65
Figura 47 Caracterización de crudos - Parámetros de diseño del enfriador	65
Figura 48 Caracterización de crudos - Condiciones corriente gas enfriado.....	66
Figura 49 Caracterización de crudos - Válvula J-T	66
Figura 50 Caracterización de crudos - Separador Bifásico.....	67
Figura 51 Caracterización de crudos - Datos Operacionales del Separador ...	67
Figura 52 Caracterización de crudos - Agregando variables al Spreadsheet ..	68
Figura 53 Caracterización de crudos - Relación Gas /Crudo	69
Figura 54 Caracterización de crudos - Nombrando las variables.....	69
Figura 55 Caracterización de crudos - Adicionando variables al Case Study ..	70
Figura 56 Caracterización de crudos - Adicionando variables al Case Study ..	71
Figura 57 Caracterización de crudos - Configuración Casos de Estudio	71
Figura 58 Caracterización de crudos - Selección de límites de operación.....	72
Figura 59 Caracterización de crudos - Resultados del Case Study	72
Figura 60 Caracterización de crudos - Resultados del Case Study	73
Figura 61 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Instalación segmentos de tubería	75
Figura 62 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Selección de correlaciones de flujo	75
Figura 63 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Longitud y elevación de la tubería.....	76
Figura 64 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Diámetro de la tubería.....	77
Figura 65 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Configuración transferencia de calor	78
Figura 66 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Transferencia de calor en líneas.....	78
Figura 67 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Resultados línea 1	83

Figura 68 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Resultados tabulares línea 1	84
Figura 69 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Resultados gráficos línea 1.....	84
Figura 70 Compresión en dos etapas - Configuración Recycle 1	90
Figura 71 Compresión en dos etapas - Configuración Recycle 1	91
Figura 72 Simulación de separadores reales - Características corriente.....	93
Figura 73 Simulación de separadores reales - Características corriente.....	94
Figura 74 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico	95
Figura 75 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico	96
Figura 76 Simulación de separadores reales - Resultados arrastre	96
Figura 77 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico	97
Figura 78 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico	98
Figura 79 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico	98
Figura 80 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico	99
Figura 81 Simulación de separadores reales - Resultados arrastre	99
Figura 82 Simulación de separadores reales - Resultados arrastre	100
Figura 83 Simulación de separadores reales - Resultados arrastre	101
Figura 84 Simulación de separadores reales - Configuración separación secundaria	101
Figura 85 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración paquete de fluido	103
Figura 86 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina	106
Figura 87 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina	106
Figura 88 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina	107
Figura 89 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina	107
Figura 90 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación.....	109
Figura 91 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación.....	109

Figura 92 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación	110
Figura 93 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación	110
Figura 94 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación	111
Figura 95 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación	111
Figura 96 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación	112
Figura 97 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación	112
Figura 98 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación	113
Figura 99 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación	113
Figura 100 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración Recycle ..	115
Figura 101 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación	120
Figura 102 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación	120
Figura 103 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación	121
Figura 104 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación	121
Figura 105 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación	122
Figura 106 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación	123
Figura 107 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Reciclo	125
Figura 108 Deshidratación del gas natural con TEG - Utilidad formación de hidratos	125
Figura 109 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración separador componentes	126
Figura 110 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración separador componentes	126
Figura 111 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración separador componentes	127
Figura 112 Ciclo de refrigeración con propano - PFD	129
Figura 113 Ciclo de refrigeración con propano - Creación plantilla.....	130

Figura 114 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración intercambiador de calor	132
Figura 115 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración intercambiador de calor	132
Figura 116 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración intercambiador de calor	133
Figura 117 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración intercambiador de calor	133
Figura 118 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración operación Adjust.....	135
Figura 119 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración operación Adjust.....	136
Figura 120 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración operación Adjust.....	136
Figura 121 Planta de refrigeración de gas natural - Instalación plantilla.....	137
Figura 122 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración plantilla...	137
Figura 123 CASO 1 - Esquema Hidráulico	138
Figura 124: CASO 1 - Curva Característica Bomba Cavidades Progresivas.	143
Figura 125: CASO 2 - Esquema Hidráulico	144
Figura 126: CASO 2 - Propiedades Crudo.....	145
Figura 127: CASO 2 - Curva Característica Bomba de Paletas.....	151
Figura 128: CASO 3 - Esquema Hidráulico	152
Figura 129: CASO 3 - División del Caudal.....	154
Figura 130: CASO 3 - Curva Característica de Bomba de Cavidades Progresivas	159
Figura 131: CASO 4 - Diagrama de Flujo	160
Figura 132 CASO 4 - Detalle descarga p1 y p2.....	168
Figura 133: CASO 4 - Configuración Recomendada	174
Figura 134: CASO 4 - Curva Característica de Bomba de Cavidades Progresivas	175
Figura 135: CASO 4 - Curva Característica de Bomba de Lóbulos	176
Figura 136: CASO 4 - Factor de Viscosidad	177
Figura 137: Viscosidad Óptima	181

RESUMEN DEL TRABAJO DE GRADO

TÍTULO: Práctica empresarial VG & V servicios e ingenierías SAS, procesos de ingeniería en equipos rotativos

AUTOR: Cristian Enrique Hernández Peña

SUPERVISOR DE PRÁCTICA: Ingeniero Edwin Jesús Córdoba Tuta

FACULTAD: Ingeniería Mecánica

RESUMEN

La práctica empresarial tuvo como objeto la capacitación en el software Aspen HYSYS. En éste se hizo uso de los conocimientos adquiridos a lo largo de la carrera y aplicados a la industria petrolera: generando diagramas PFD, simulando distintos procesos que se llevan a cabo en la industria, dimensionando equipos, analizando el comportamiento de los sistemas a partir de unas condiciones de operación dadas, entre otros. Además, se realizó un análisis de sistemas hidráulicos donde se dimensionaron las líneas y tanques; y se realizó un proceso de selección de bombas, teniendo en cuenta las condiciones del sistema. El dimensionamiento de líneas se desarrolló basado en los criterios de velocidad. La determinación de las dimensiones de los tanques se realizó en base a la norma API 650. La selección de bombas se llevó a cabo tomando como base catálogos de distintos fabricantes.

PALABRAS CLAVE: PFD(Diagrama de flujo de proceso), condiciones de operación, sistemas hidráulicos, bombas, norma API 650.

SUMMARY OF THE GRADUATION PROJECT

TITLE: VG & V services and engineering SAS, engineering processes in rotating equipment

AUTHOR: Cristian Enrique Hernández Peña

TRAINING SUPERVISOR: Engineer Edwin Jesús Córdoba Tuta

FACULTY: Mechanical Engineering

ABSTRACT

The business practice had as objective the training in the software Aspen HYSYS. In this software, the knowledge acquired throughout the career was used and applied to the oil industry: generating PFD diagrams, simulating different processes that are performed in the industry, dimensioning equipment, analyzing the behavior of the systems with given operating conditions, among others. Also, an analysis of hydraulic systems was made, in which the lines and tanks were dimensioned; a process of pump selections was executed, taking into account the system's conditions. The dimensioning of the lines was done based on the velocity criteria. The determination of the dimensions of the tanks was made under the API 650 policy. The pump selection was held referring to catalogs from different manufacturers.

KEYWORDS: PFD(Process flow diagram), operating conditions, hydraulic systems, pumps, API 650 policy.

INTRODUCCIÓN

En el presente documento se dará a conocer el software Aspen HYSYS, a través de las simulaciones de diferentes procesos. Cada proceso de simulación tiene un paso a paso que permite al usuario familiarizarse con el software. Las simulaciones están divididas en nueve módulos, cada uno muestra la capacidad del software de modelar distintos procesos de la industria petrolera.

El primer módulo 'Iniciando HYSYS' es una introducción al software. El segundo módulo 'Caracterización de crudos mediante cromatografía gaseosa' mostrará la capacidad del software de simular crudos basándose en datos de laboratorio. El tercer módulo 'Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos' ilustrará el proceso del dimensionamiento de líneas en Aspen HYSYS. Del cuarto módulo en adelante se expondrán diferentes sistemas en los cuales se enlazan unidades de operación, operaciones lógicas y las corrientes de materia. Además, se utilizan herramientas para analizar los resultados de las simulaciones.

Posteriormente, se presentarán situaciones basadas en sistemas reales, en las que se requiere el uso de bombas de desplazamiento positivo. Se ilustrará el proceso de selección y los cálculos hidráulicos pertinentes para una correcta selección de bombas.

1. OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Desarrollar conocimientos aplicados al cálculo, selección, evaluación y generación de especificaciones de equipos rotativos mediante el estudio, evaluación y mediante herramientas informáticas para el desarrollo de actividades aplicables a VG&V servicios e ingenierías S.A.S.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1.2.1 Diseñar, calcular y dimensionar procesos básicos de procesamiento de hidrocarburos y gases mediante la herramienta ASPEN HYSYS.

1.2.2 Calcular, evaluar y seleccionar equipos rotativos de acuerdo a una especificación de proceso mediante manejo de catálogos y programas de los principales fabricantes de equipos centrífugos y de desplazamiento positivo.

1.2.3 Crear un PDT, diagrama de flujo y planeación básica para construcción de una facilidad de tratamiento de crudos pesados.

2 MARCO TEÓRICO

ASPEN HYSYS: Es un sistema de modelado de procesos utilizado por los líderes mundiales de los productores de petróleo y gas, refinerías y empresas de ingeniería para optimizar el diseño de procesos y operaciones. [1]

2.1 MÓDULO 1 - INICIANDO HYSYS

2.1.1 Paquete de fluido: Permite contener toda la información necesaria en el desarrollo de cálculos de equilibrio de fase (flash) y de propiedades físicas, esto permite definir toda la información (paquetes de propiedades, compuestos, compuestos hipotéticos, parámetros de iteración binaria, reacciones, datos tabulares entre otros) al interior de una sola entidad.

Algunas de las ventajas son:

- Toda la información asociada se define en un solo lugar, lo que permite una fácil creación y modificación de la información.
- Los paquetes de fluido se pueden almacenar como entidades completamente definidas para su uso en cualquier simulación.
- Listados de compuestos pueden ser almacenados por separado en los paquetes de fluido para su uso en cualquier simulación. [2]

2.1.2 Corriente de Materia: Las corrientes de Materia tienen una composición y parámetros tales como temperatura, presión y tasas de flujo. Estas son usadas para representar corrientes de proceso.

2.1.3 Corriente de Energía: Las corrientes de Energía tienen solo un parámetro: flujo de calor. Estas son usadas para representar el duty suministrado a o por un equipo de proceso. [3]

2.1.4 Ecuación de estado: Es una relación funcional entre los parámetros (dos o más propiedades termodinámicas) de un sistema en equilibrio. [4]

2.1.5 Ecuación de Peng-Robinson: Satisface que:

1. Los parámetros se expresen en términos de propiedades críticas y el factor acéntrico
2. El modelo debe proveer una exactitud razonable cerca del punto crítico, particularmente para los cálculos del factor de compresibilidad y densidad de líquido
3. Las reglas que se mezclan no deben emplear más que los parámetros de interacción binarios, los cuales deben ser independientes de la temperatura, presión y composición

4. La ecuación debe ser aplicable a todos los cálculos de propiedades de fluidos en procesos del gas natural.

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

Los coeficientes empíricos a y b y el factor α vienen de las siguientes relaciones, dependiente de la presión y temperatura crítica y el factor acéntrico (ω):

$$a = \frac{0.45724 R^2 T_c^2}{p_c}$$

$$b = \frac{0.07780 R T_c}{p_c}$$

$$\alpha = \left(1 + \left(0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2\right) \left(1 - T_r^{0.5}\right)\right)^2 \text{ donde } T_r = \frac{T}{T_c} \quad [5]$$

2.1.6 Compuesto hipotético: Un compuesto hipotético se puede usar para modelar compuestos no existentes en la biblioteca de compuestos de ASPEN HYSYS, mezclas indefinidas o sólidos. [6]

2.1.7 Tipos de corriente en Aspen HYSYS

- **Corriente de materia:** Tienen una composición y parámetros como temperatura, presión y tasas de flujo. Se usan para representar corrientes de proceso.
- **Corriente de energía:** Su único parámetro es el flujo de calor. Estas corrientes representan la energía entregada o recibida por un equipo de proceso.[7]

2.1.8 Punto de rocío: Los puntos de rocío se refieren a la temperatura y presión a la cual un sistema condensa. Cuando, por ejemplo, en una habitación se comienzan a empañar los vidrios ocurre que se ha llegado al punto de saturación de la humedad del local y al descenso de la temperatura esa humedad “precipita”, condensándose sobre las superficies. El rocío matutino sobre las hojas de las plantas es un ejemplo similar.

2.1.9 Punto de burbuja: Los puntos de burbuja, temperatura y presión por su parte, se refieren a las condiciones en las cuales en un sistema se inicia la ebullición. En el simple hecho de calentar agua, al momento en que se ve la primera burbuja de vapor de agua formarse, se ha llegado a las condiciones de burbuja. [8]

2.2 MÓDULO 2 - CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS

2.2.1 Caracterización de crudos mediante cromatografía gaseosa:

Las técnicas cromatográficas, y particularmente la cromatografía en fase gaseosa, se utilizan en todos los sectores de la industria del petróleo: centros de investigación, laboratorios de control y unidades de refinería. Los temas que se estudian son muy diversos: composición de gases, detección y valorización de impurezas, seguimiento de una unidad, análisis de cargas y productos y demás. La cromatografía gaseosa permite la medida de gases permanentes y de hidrocarburos incondensables, además permite una medida específica de las n-parafinas. La utilización de la cromatografía gaseosa ha permitido obtener una destilación simulada del crudo con la que se realiza un buen estimado de sus rendimientos, lo que se ha extendido grandemente, pues permite estimar la distribución en rangos de ebullición del crudo con un ahorro enorme de tiempo y reactivos, ya que necesita muestras de pequeño volumen.[9]

2.3 MÓDULO 3 - SISTEMAS DE TRANSPORTE DE FLUIDOS HIDROCARBUROS

2.3.1 Correlación para flujo bifásico de Beggs & Brill: La correlación de Beggs y Brill ofrece la posibilidad de calcular caída de presión para flujo bifásico en tuberías de cualquier inclinación. En este método se calcula la fracción volumétrica de líquido como si la tubería fuera horizontal y luego, utilizando un factor de corrección por inclinación Ψ , se calcula para el ángulo de inclinación real. Beggs y Brill concluyeron que la fracción volumétrica de líquido tiene una dependencia clara con el ángulo de inclinación de la tubería. De hecho observaron, para flujo ascendente, que al aumentar el ángulo, la gravedad hace que el líquido fluya a menor velocidad, aumentando así el deslizamiento, y, por lo tanto, la fracción volumétrica de líquido. Al incrementar el ángulo, más de 50° desde la horizontal, el líquido ocupa la tubería de tal manera que se reduce el deslizamiento, reduciéndose la fracción volumétrica. En el caso del flujo descendente, al aumentar la velocidad del líquido, se reduce la fracción volumétrica; pero, una vez alcanzado cierto ángulo, el fluido cambia de patrón a semi-anular y luego a anular, por lo que el líquido fluye en la pared de la tubería y su velocidad disminuye, aumentando así la fracción volumétrica de líquido.[10]

2.4 MÓDULO 4 - COMPRESIÓN EN DOS ETAPAS

2.4.1 La compresión de dos etapas con interenfriador: El gas se comprime en etapas y se enfría entre cada una de estas etapas pasándolo a través de un intercambiador de calor llamado interenfriador. Idealmente, el proceso de enfriamiento tiene lugar a presión constante y el gas se enfría a la temperatura inicial T_1 en cada interenfriador. La compresión en etapas múltiples con interenfriador es especialmente atractiva cuando un gas será comprimido a muy altas presiones. [11]

2.5 MÓDULO 5 - SIMULACIÓN DE SEPARADORES REALES

2.5.1 Separador trifásico: Recipiente que separa los fluidos del pozo en gas y dos tipos de líquidos: petróleo y agua. Un separador de tres fases puede ser horizontal, vertical o esférico. Este tipo de separador se denomina separador de agua libre porque su uso principal es retirar el agua libre que podría causar problemas como corrosión y formación de hidratos o emulsiones compactas que son difíciles de descomponer. A un separador de agua libre se le denomina separador trifásico, porque puede separar gas, petróleo o agua libre. Los líquidos que fluyen del separador de agua libre luego se tratan adicionalmente en recipientes llamados tratadores. El separador de agua libre se abrevia FWKO, por sus siglas en inglés. [12]

2.5.2 Arrastre y succión en separadores: El arrastre y la succión son dos problemas operacionales comunes. El primero de ellos ocurre cuando el líquido libre escapa con la fase gaseosa, lo cual puede ser consecuencia de un alto nivel de líquido, daños internos del separador, espumosis, diseño inapropiado, salidas de líquido obstruidas o la excedencia de la velocidad de diseño de la unidad. La succión ocurre cuando el gas libre escapa conjuntamente con la fase líquida, lo cual puede ser una indicación de bajo nivel de líquido, formación de vórtice, o una falla en el controlador de nivel. [13]

2.6 MÓDULO 6 - ENDULZAMIENTO DE GAS ÁCIDO CON DEA

2.6.1 Endulzamiento de gas ácido con DEA: La sección de absorción cuenta con los siguientes equipos: Torre de absorción de gases ácidos y separador de gas combustible.

A esta sección se le alimentan dos corrientes, una de gas amargo proveniente de los módulos de compresión y otra de solución acuosa de Dietanolamina. El gas amargo es alimentado por el fondo de la torre de absorción a una presión de 84.1 Kg/cm^2 y 35°C , para ponerse en contacto a contracorriente con la solución de Dietanolamina regenerada (DEA POBRE), misma que es alimentada por el primer plato de la torre. Antes de entrar a la torre de absorción, la DEA POBRE pasa por un enfriador tipo solo aire donde se abate la temperatura hasta unos 40°C aproximadamente. La torre de absorción de

gas amargo, cuenta con 20 platos en los cuales la solución de DEA POBRE se pone en contacto íntimo con el gas, absorbiéndole casi la totalidad de los gases ácidos presentes en la corriente de gas amargo alimentada a la planta endulzadora. El gas dulce abandona la torre por el domo dirigiéndose al separador del gas combustible, el cual cuenta con una malla separadora para asegurar la recuperación de la DEA que el gas haya podido arrastrar. El gas dulce después de pasar por la válvula de control que regula la presión a esta sección es enviado a la red de gas combustible. La DEA recuperada sale del separador de gas combustible y se une a la corriente de DEA proveniente del fondo de la torre Absorbedora (DEA RICA), que se envía de nivel a la sección de regeneración de la Dietanolamina. [14]

2.6.2 Operación lógica Set: Set es una operación de estado estable usada para establecer el valor de una variable específica del proceso (PV) en relación a otra variable PV. La relación es entre la misma variable de proceso PV en dos objetos similares; por ejemplo, la temperatura de dos corrientes y el UA de dos intercambiadores de calor.

2.6.3 Operación lógica Reciclo: La operación lógica Reciclo (Recycle) se usa normalmente para resolver sistemas anudados tipo loop, en los cuales una corriente aguas abajo se mezcla con una corriente aguas arriba en el proceso. El reciclo instala un bloque teórico sobre la corriente de proceso. El alimento a dicho reciclo se denomina reciclo calculado, y a la corriente producto se le denomina corriente reciclo asumida. [15]

2.7 MÓDULO 7 - DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL CON TEG

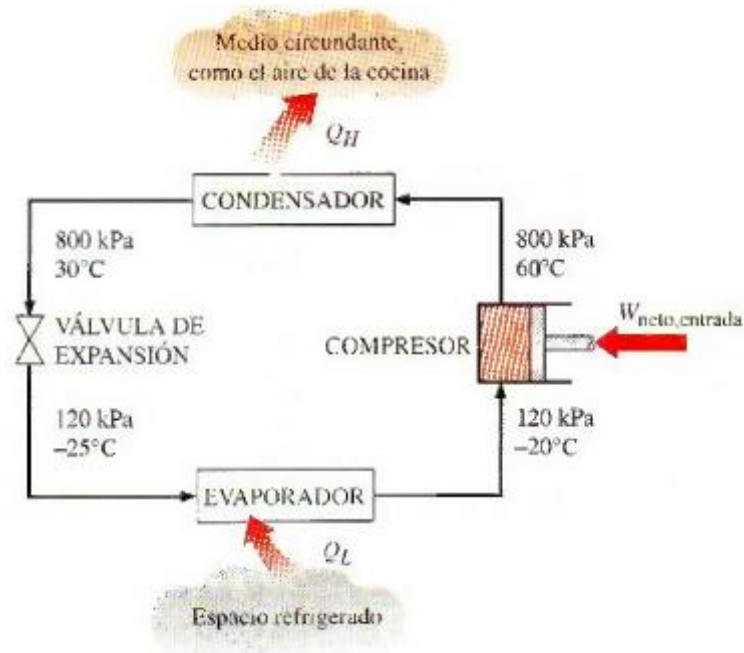
2.7.1 Deshidratación del gas natural con TEG: El gas natural rico, saturado, entra a un separador cuyo diseño se considera apropiado para retirarle los líquidos que arrastra. Luego el gas entra en una columna de absorción o "contactor" equipada con platos de burbujeo o empaques estructurados. A medida que el gas sube entre los platos se pone en contacto con el TEG que entra por el tope de la torre, acción en la cual el glicol absorbe el agua contenida en el gas. La principal variable en este caso es la concentración del glicol pobre que entra por el tope de la torre. Por el fondo de la columna sale el glicol rico, después de absorber el agua contenida en el gas natural. Este glicol, enriquecido con agua, es enviado a la zona de regeneración donde se le retira el agua para que quede en condiciones de volver a absorber. En este sistema (TEG) no solamente estamos logrando el punto de rocío al agua sino que, además, cuando el gas sale del contactor conserva el mismo punto rocío a

los hidrocarburos con el cual entró. El glicol se utiliza en este caso solamente para deshidratar. [16]

2.8 MÓDULO 8 - CICLO DE REFRIGERACIÓN CON PROPANO

2.8.1 Ciclo de refrigeración por compresión de vapor: Componentes del Ciclo: compresor, condensador, válvula de expansión y evaporador.

Figura 1: Ciclo de Refrigeración



Fuente: Termodinámica. Cengel. p. 290

El refrigerante entra al compresor como vapor y se comprime hasta la presión del condensador. Posteriormente, sale del compresor a una temperatura relativamente alta y se enfría y condensa a medida que fluye por los serpentines del condensador rechazando calor al medio circundante. Después entra al tubo capilar donde su presión y temperatura caen de forma drástica debido al efecto de estrangulamiento. Luego, el refrigerante a temperatura baja entra al evaporador donde se evapora absorbiendo calor del espacio refrigerado. El ciclo se completa cuando el refrigerante sale del evaporador y vuelve a entrar al compresor. [17]

2.8.2 Plantillas en Aspen HYSYS: Típicamente, una plantilla es representativa de un módulo de proceso de una planta o una porción de un módulo de proceso. La plantilla almacenada puede ser leída secuencialmente desde el disco. Algunas de las ventajas de utilizar plantillas son:

- Proveen un mecanismo por el cual dos o más casos pueden ser entrelazados
- Emplear un paquete de fluido diferente al del caso al cual están unidos.
- Provee un método conveniente para convertir simulaciones muy grandes en componentes más pequeños y fáciles de administrar.
- Se pueden crear una vez y se pueden instalar en múltiples casos. Las plantillas también graban el modelamiento repetido de la misma cosa una y otra vez, varios módulos de proceso son comunes a varias instalaciones. [18]

2.9 MÓDULO 9 - PLANTA DE REFRIGERACIÓN DE GAS NATURAL

2.9.1 Modelos de intercambiadores de calor en Aspen HYSYS:

- **Weighted:** Las curvas de calentamiento están divididas en intervalos, los cuales luego intercambian energía individualmente. Un LMTD y UA son calculados para cada intervalo en la curva de calor y resumidos para calcular el UA global del intercambiador. El método Weighted está disponible solo para Intercambiadores en Contra Corriente.
- **Endpoint:** Un solo LMTD y UA es calculado con base en las condiciones de entrada y salida. Para problemas sencillos donde no hay cambio de fase y el Cp es relativamente constante, esta condición puede ser suficiente.

2.9.2 Operación Balance: Permite crear una corriente con algunas condiciones iguales que las establecidas en otra corriente previamente definida. Las condiciones copiadas dependen del tipo de Balance seleccionado. En Aspen HYSYS están disponibles los siguientes Balances:

- **Mole:** Un balance general es desarrollado en el cual solamente el flujo molar de cada componente es conservado. Las corrientes de salida tendrán la misma tasa de flujo molar y composición que la corriente de entrada, pero no tendrán valores de fracción de vapor, temperatura o presiones.
- **Mass:** Un balance general es desarrollado en el cual solamente el flujo másico es conservado. La corriente de salida no tendrá composición, fracción de vapor, temperatura o presión.
- **Heat:** Un balance general es desarrollado en el cual solamente el flujo de calor es conservado.
- **Mole and Heat:** Un balance general es desarrollado en el cual el flujo molar y de calor es conservado.

2.9.3 Operación Adjust: La operación Adjust es una operación Lógica; lo que significa que es una operación matemática en lugar de una operación física.

Esta modificará el valor de una variable de la corriente (la variable independiente) para encontrar el valor o especificación requerida (la variable dependiente) en otra corriente u operación. [19].

2.10 CONCEPTOS BÁSICOS DE BOMBAS

2.10.1 Carga: Una columna de agua u otro líquido en una tubería vertical ejerce cierta presión (fuerza por unidad de área) en la superficie horizontal al fondo de la tubería. Esta presión se puede expresar en psi o como el número de pies de líquido que ejercería una presión equivalente en la misma superficie. La altura de la columna de líquido produciendo la presión en cuestión se conoce como *carga* en la superficie. Note que es el peso del líquido actuando en la superficie que produce la presión.

2.10.2 Carga estática: En aplicaciones de bombas, la altura de la columna de líquido actuando en la succión o descarga de la bomba usualmente se conoce como *carga estática* en la entrada o salida y se expresa como cierto número de pies de líquido. La carga estática es la diferencia en elevación y se puede calcular para una variedad de condiciones.

2.10.3. Presión de Vapor: Todo líquido a cualquier temperatura por encima de su punto de congelación ejerce una presión debido a la formación de vapor en su superficie libre. Esta presión, conocida como presión de vapor del líquido es una función de la temperatura del líquido – en cuanto mayor es la temperatura, mayor es la presión de vapor. La presión de vapor es un factor importante en las condiciones de succión de las bombas que manejan líquidos de todo tipo. En cualquier sistema de bombeo, la presión a cualquier punto nunca debería ser reducida por debajo de la presión de vapor correspondiente a la temperatura del líquido porque el líquido formará vapor que parará, parcial o completamente, el flujo de líquido a la bomba.

2.10.4 Elevación de succión estática: Es la distancia vertical, en pies, desde el nivel de suministro de líquido a la línea central de la bomba, la bomba está por encima del nivel de suministro. Los tramos horizontales no se consideran como parte de la altura de aspiración estática, en lo que se refiere a la elevación.

2.10.5 Carga de succión estática: Donde la bomba está por debajo del nivel de suministro de líquido, existe una carga de succión estática. Numéricamente, es la distancia vertical, en pies, entre el nivel de suministro de líquido y la línea central de la bomba.

2.10.6 Carga de descarga estática: Esta es la distancia vertical, en pies, desde la línea central de la bomba hasta la superficie del fluido en el tanque de descarga. Se debe tener cuidado para ver que el punto de superficie del fluido se utiliza al calcular la carga de descarga estática. En algunos diseños el punto exacto puede ser difícil de determinar.

2.10.7 Carga estática total: Es la distancia vertical, en pies, entre el nivel de suministro y el nivel de descarga del líquido en cuestión.

2.10.8 Carga de fricción: Medido en pies de líquido manejado, esta es la carga equivalente necesaria para superar la resistencia de la tubería, válvulas, y accesorios en el sistema de bombeo. Existe carga de fricción tanto en la elevación como en los lados de descarga de una bomba, y varía con la tasa de flujo de líquido, el tamaño del tubo, condición interior de la tubería, tipo de tubería, y la naturaleza del líquido que se maneja.

2.10.9 Carga de velocidad: Un líquido moviéndose a través de una tubería a cualquier velocidad posee energía cinética debido a su movimiento. La carga de velocidad es la distancia a través de la cual el líquido debe caer para adquirir una velocidad dada, y se encuentra desde $h_v = v^2/2g$, donde h_v = carga de velocidad, pies de líquido; v = velocidad del líquido, pies por segundo; g = aceleración debido a la gravedad = 32.2 pies por segundo. Note que la velocidad del líquido en el punto considerado debe ser sustituida en esta relación por la carga de velocidad. Dependiendo de la naturaleza de la instalación de bombeo, la carga de velocidad puede o no ser un factor importante en la carga total de la bomba.

2.10.10 Elevación de succión total: Numéricamente es la suma de la elevación de succión estática, la carga de fricción de succión, la pérdida de entrada de la tubería de succión, y la carga de velocidad. Note que la carga de fricción de succión incluye la fricción de la tubería y todos los accesorios en la línea de succión.

2.10.11 Carga total de succión: Aunque la elevación de succión es una carga negativa de succión, lo usual es utilizar el término elevación para una carga de succión negativa cuando la bomba toma su succión de un tanque abierto, dejando la superficie del líquido expuesta a la presión atmosférica. La carga de succión es la carga de succión estática menos la carga por fricción de succión y la pérdida de ingreso en la tubería de succión, más cualquier presión en la línea de succión.

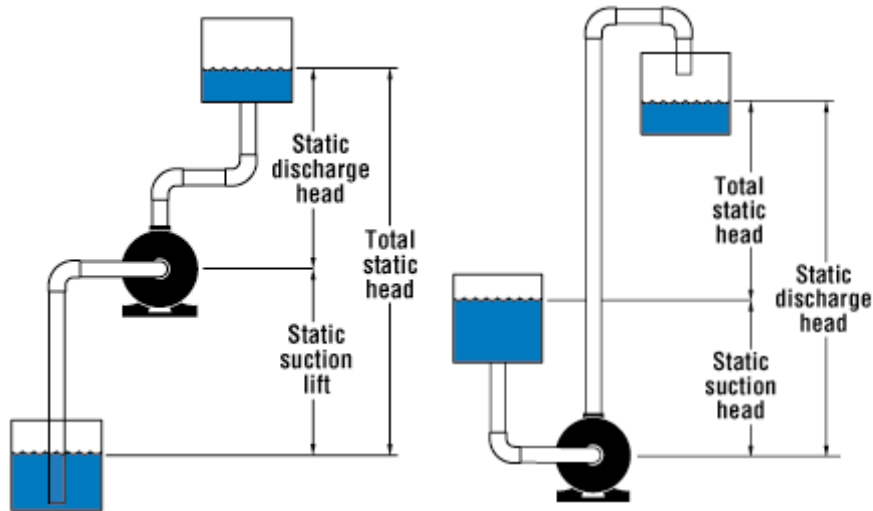
2.10.12 Carga total de descarga: Es la suma de la carga estática de descarga, la carga de fricción en la descarga, y la carga de velocidad en la descarga.

2.10.13 Carga total: Es la suma de la elevación de succión y la carga de descarga. Donde hay una carga de succión, la carga total en la bomba es la diferencia entre la descarga y la carga de succión.

2.10.14 Carga de succión neta positiva (NPSH): Hay dos tipos de carga de succión neta positiva:

- **NPSH disponible:** Es una función del sistema – la carga de succión o elevación, la carga de fricción, y la presión de vapor del líquido manejado. Dependiendo de las condiciones de trabajo, la NPSH disponible puede alterarse para adaptarse a la requerida por la bomba para una operación satisfactoria, si se pueden hacer cambios en la tubería, nivel de suministro de líquido, etc. Por lo tanto, alterando la disposición física de la instalación, es posible controlar una fase de NPSH disponible. Pero la presión de vapor del líquido no se puede cambiar sin incrementar o disminuir la temperatura del líquido – y esto no es siempre factible. Por lo que puede ser un elemento de disuasión a la fácil alteración de la NPSH disponible.
- **NPSH requerida:** Es una función del diseño de bomba y varía de una marca de bomba a otra, entre los diferentes modelos de un fabricante, y con la capacidad y velocidad de cualquier bomba dada. Por lo tanto, mientras el NPSH disponible es fácilmente calculado para un set dado de condiciones, el NPSH requerido para una bomba particular debe ser obtenido del constructor. El fabricante puede trazar las características de NPSH requerido para una bomba en una curva de rendimiento. [20]

Figura 2: Cargas en una bomba



Fuente: Pump Application Engineer. Hicks y Edwards. p. 70

2.11 BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

2.11.1 Bombas de desplazamiento positivo: Las bombas de desplazamiento positivo tienen como principio fundamental recoger paquetes de fluido del puerto de succión, sellarlos y llevarlos al puerto de descarga a una presión que puede ser tan alta como las características de construcción de la bomba lo permitan. La principal clasificación de las bombas de desplazamiento positivo depende del movimiento de los miembros que producen la presión:

- **Bombas *reciprocantes*:** Aprovechan el movimiento alternativo de un pistón o un émbolo para desplazar el fluido.
- **Bombas *rotatorias*:** Dentro de las que se incluyen elementos como aspas o paletas, camisas flexibles (peristálticas), cavidades progresivas, 2 ó 3 tornillos, engranajes internos o externos, lóbulos, entre otros.

2.11.2 Cavidades progresivas (o Bombas helicoidales de rotor excéntrico): Están compuestas de dos piezas longitudinales en forma de hélice las cuales se conocen como estator y rotor. El rotor es la pieza interna, metálica, que está conformada por una sola hélice. El estator es la parte externa y está constituida por una camisa de acero revestida internamente por una goma o elastómero moldeado en forma de hélice que engrana con la hélice del rotor. El estator y el rotor son excéntricos. El movimiento del rotor es combinado: uno rotacional sobre su propio eje y otro rotacional en dirección opuesta alrededor del eje del estator. La geometría del conjunto es tal que forma una serie de

cavidades idénticas y separadas entre sí. Cuando el rotor gira en el interior del estator, estas cavidades se desplazan axialmente desde el fondo del estator hasta la descarga, de manera que se tiene un desplazamiento positivo en cavidades progresivas. Estas bombas pueden aplicarse para el bombeo de líquidos tan ligeros como el agua a líquidos tan pesados como mieles, glucosa, etc. Son idóneas para el bombeo de líquidos con sólidos en suspensión y líquidos de baja tensión superficial pues no agitan el producto. Su campo de empleo se encuentra en aquellas aplicaciones donde la viscosidad del fluido bombeado hace imposible el uso de bombas centrífugas, sin embargo, sus características de auto aspiración (Autocebantes), caudal uniforme y sin pulsaciones, alto poder de succión, elevada presión de descarga, su capacidad para bombear productos sólidos, su resistencia a la abrasión y otras cualidades la han hecho interesante para otros campos de aplicaciones en los que se utilizan bombas centrífugas o de otros tipos.

Figura 3: Cavidades progresivas



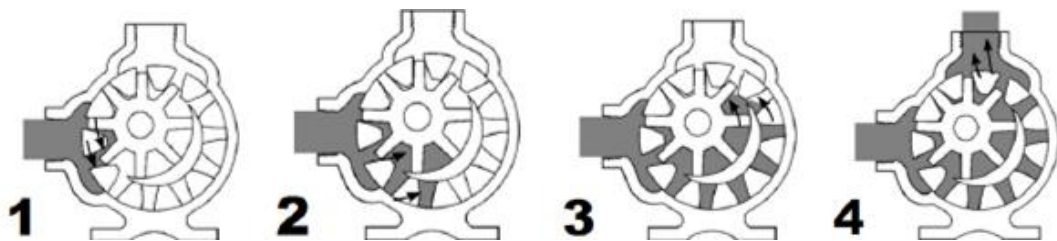
Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011>

2.11.3 Engranajes Internos – Medialuna: Los engranajes internos son excepcionalmente versátiles. Aunque a menudo son usadas en líquidos ligeros como solventes y combustibles, sobresalen en la eficiencia de bombeo de asfaltos, chocolates y adhesivos. El rango útil de viscosidad de una bomba de engranajes internos está entre 1 cP y 1.000.000 cP. Además de su amplio rango de viscosidad, también tienen un amplio rango de temperatura, manejando líquidos hasta 400°C. Esto se debe a la distancia de contacto entre los dos engranajes, la cual puede ser ajustada para acomodarse a altas temperaturas, maximizando la eficiencia en el manejo de fluidos de altas viscosidades y disminuyendo el desgaste. La bomba de engranajes internos es no pulsante, autocebante y puede trabajar en seco por cortos periodos de

tiempo. También es bi-rotacional, por lo que la misma bomba puede ser usada para cargar y descargar recipientes. Dado que las bombas de engranajes internos tienen sólo dos partes móviles, son seguras, sencillas de operar y de mantener. Su funcionamiento se da de la siguiente manera:

1. El líquido entra al puerto de succión entre el rotor (engranaje exterior grande) y los dientes del engranaje interior pequeño. Las flechas indican la dirección de la bomba y del líquido.
2. El líquido viaja a través de la bomba entre los dientes del “engranaje dentro del engranaje”. El perfil creciente divide el líquido y actúa como un sello entre los puertos de succión y descarga.
3. El cabezal (o carga) de la bomba está casi inundado justo antes de forzar el líquido en el puerto de descarga.
4. Los dientes del rotor y el engranaje exterior aseguran un sello completamente equidistante de los puertos de succión y descarga. Este sello obliga al líquido a salir por el puerto de descarga.

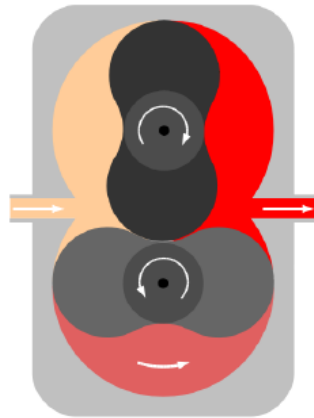
Figura 4: Engranajes Internos



Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011>

2.11.4 Lóbulos:

Figura 5: Bomba de Lóbulos



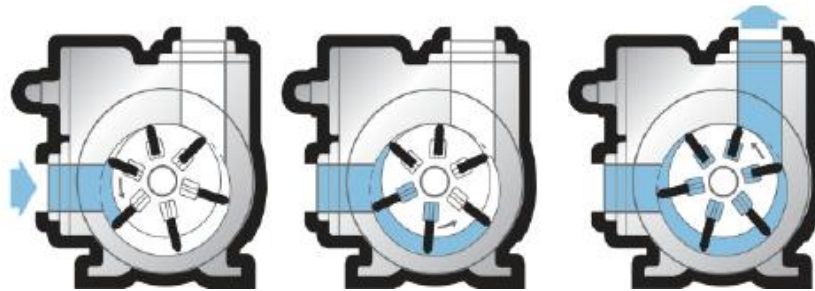
Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011>

Las bombas de lóbulos son rotativas de engranajes externos, que cambian un poco su configuración con los engranajes externos convencionales, dado que sólo tienen dos o tres dientes (lóbulos) que son más anchos y más redondeados. Su accionamiento es independiente y se hace fuera de la cámara de bombeo. El principio de funcionamiento se basa en un engranaje conductor y uno conducido que transportan el fluido por las cámaras formadas entre la carcasa y el engranaje, viajando de la zona de menor presión al puerto de descarga. Los sellos de cada paquete de fluido se logran en la unión de los dos engranajes y de cada uno de ellos con la carcasa. Las bombas de lóbulos ofrecen una mayor capacidad volumétrica (cantidad de líquido bombeado en cada revolución) cuando se comparan con bombas de otro tipo. Tienen el inconveniente de ser más costosas, pero son adecuadas para trabajo con fluidos sensibles al efecto del esfuerzo tangencial (cizalle). Son excelentes para el manejo de fluidos con gases o partículas atrapadas y su uso en la industria alimenticia es bastante extendido.

2.11.5 Paletas: Como se muestra en la figura, las bombas de paletas usan un rotor con paletas deslizantes, las cuales arrastran el líquido entre las espas, desde el puerto de succión hasta el de descarga. En cada paleta actúan tres fuerzas: (1) la fuerza centrífuga de la rotación del rotor, (2) la reacción de la carcasa en el punto de contacto y (3) la presión del fluido que entra a través de las ranuras y actúa en la parte inferior de las paletas. Cada revolución de una bomba de paletas desplaza una cantidad de volumen constante, la variación de la presión sólo tiene un efecto mínimo sobre el caudal. Dentro de sus ventajas se encuentra una alta eficiencia volumétrica y por lo tanto, una disminución de

la energía consumida por la bomba. Además se usan en aplicaciones muy variadas, desde la industria alimenticia (para las que se construyen de acero inoxidable), hasta el manejo de compuestos orgánicos volátiles, fluidos abrasivos y de alta viscosidad.

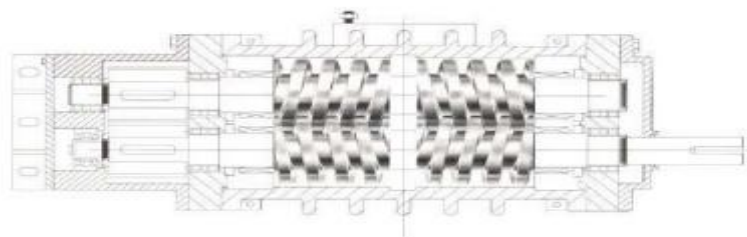
Figura 6: Bomba de Paletas



Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011>

2.11.6 Tornillos:

Figura 7: Bomba de Tornillos



Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011>

Estas bombas pueden ser de dos o tres tornillos. La rotación del eje hace que paquetes de fluido de volumen constante se desplacen en dirección axial, desde la entrada hasta la salida. Cada ciclo del tornillo proporciona una etapa de presión. Las trayectorias opuestas del flujo ofrecen un balance hidráulico axial completo. Los engranajes de tiempo mantienen la holgura entre las hélices de bombeo, de tal modo que no se toquen unos a otros y que, por consiguiente, puedan bombear agua y fluidos ligeros, así como también petróleo y crudo pesado, siendo además muy tolerantes a la presencia del gas en el petróleo. Se recomienda el uso de bombas de tornillos para sistemas que requieran corte mínimo de fluidos, bombeo de petróleo crudo que no contenga mucho gas, fluidos con concentraciones de arena de hasta un 5% y operaciones que requieran funcionamiento en seco de corta duración. [21]

2.12 DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES SEGÚN LA NORMA API 650

2.12.1 Norma API 650: El Estándar API 650 sólo cubre aquellos estanques que almacenan fluidos líquidos derivados del petróleo y están contruidos de acero con el fondo uniformemente soportado por una cama de arena, grava, concreto, asfalto, etc. Están diseñados para soportar una presión de operación atmosférica o presiones internas que no excedan el peso del techo por unidad de área (2.5 psig), una temperatura de operación no mayor de 90°C, y que no se usen para servicios de refrigeración. Este estándar cubre el diseño y cálculo de los elementos componentes del estanque, los materiales de construcción, se sugiere secuencias en la elección del estanque, recomendación de procedimientos de soldaduras, pruebas e inspecciones, así como lineamientos para su construcción y operación. [22]

3. TALLERES DE SIMULACION EN ASPEN HYSYS

3.1 INICIANDO HYSYS

3.1.1 TALLER

El módulo iniciando HYSYS introduce algunos conceptos básicos necesarios para la creación de simulaciones en Aspen HYSYS. Se definirán tres corrientes gaseosas que serán utilizadas como alimento a una planta de gas. Se determinarán las propiedades de estas corrientes mediante el uso de la envolvente de fases y de la utilidad tabla de propiedades.

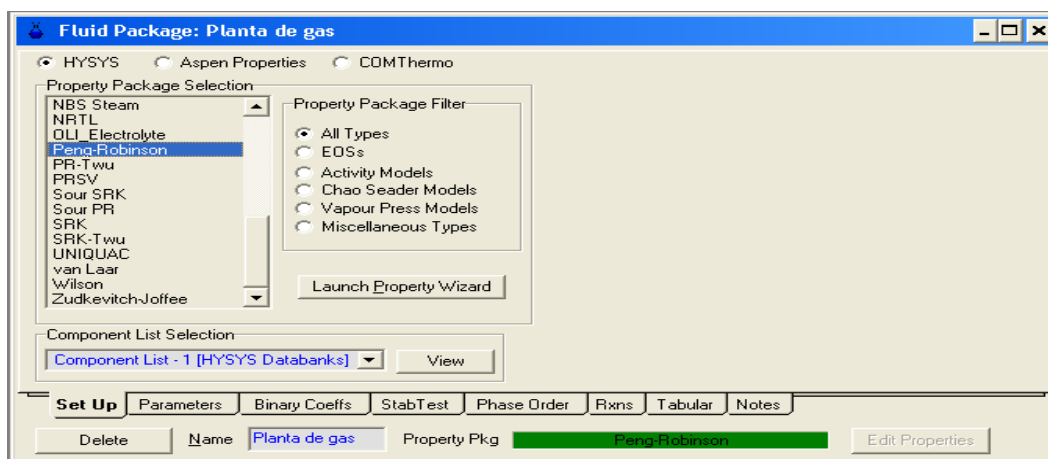
3.1.2 OBJETIVOS DEL MÓDULO

- Definir un paquete de fluido (paquete de propiedades, compuestos puros, compuestos hipotéticos).
- Adición de corrientes.
- Comprensión de cálculos flash.
- Adición de Utilidades para corrientes.

3.1.3 DEFINICIÓN DE LAS BASES DE LA SIMULACIÓN.

1. Se abre Aspen HYSYS.
2. Se selecciona **new case**.
3. Estando en la pestaña **Fluid Pkgs**, se da clic en **Add**, para agregar un paquete de fluido.
4. Dentro del **Property Package Selection**, se escoge **Peng-Robinson**, que corresponde a la ecuación de estado.
5. Se cambia el nombre de **Basis-1** a **Planta de gas**.

Figura 8 Iniciando HYSYS - Selección de Modelo de Simulación



Fuente: Autor

Adición de compuestos

Esta es la lista de compuestos que será adicionada.

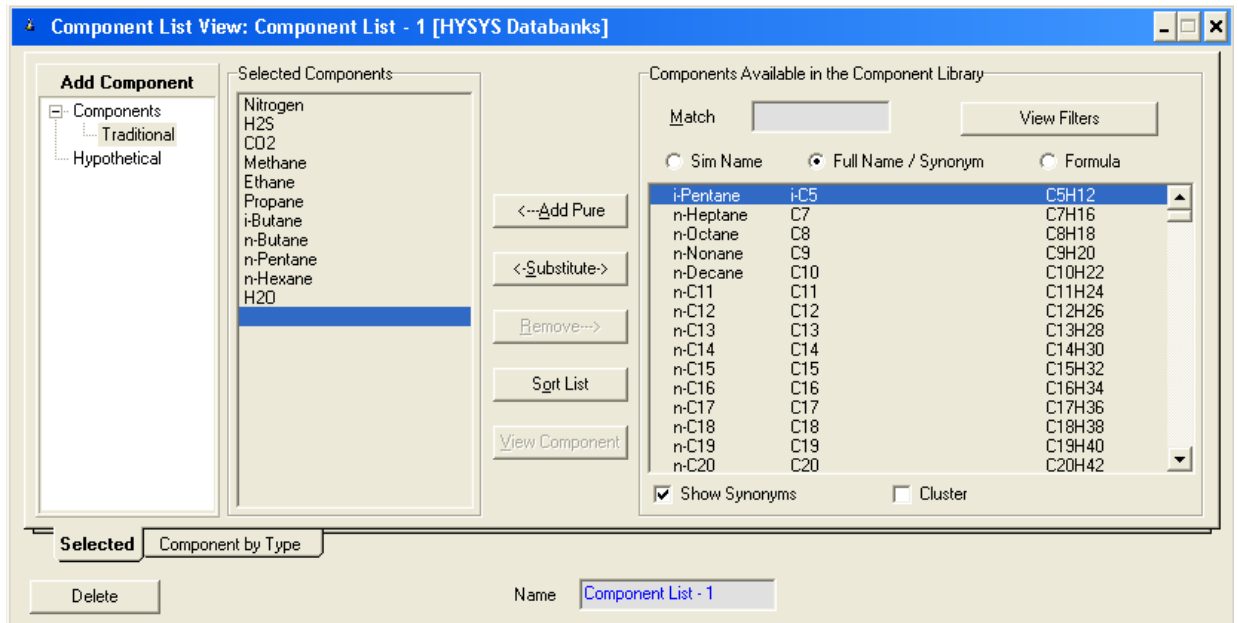
Tabla 1: Iniciando HYSYS - Lista de Compuestos

Nitrogen	i-Butane
H ₂ S	n-Butane
CO ₂	i-Pentane
Methane	n-Pentane
Ethane	n-Hexane
Propane	H ₂ O

Fuente: Módulo 1

1. Estando en la ventana **Fluid Package: Planta de gas**, se selecciona **view**.
2. Para agregar la lista de compuestos, se escribe el nombre del compuesto en la celda **Match** seguido de enter. Debe estar activada la opción **Full Name/ Synonym**.

Figura 9. Iniciando HYSYS - Composición de la corriente

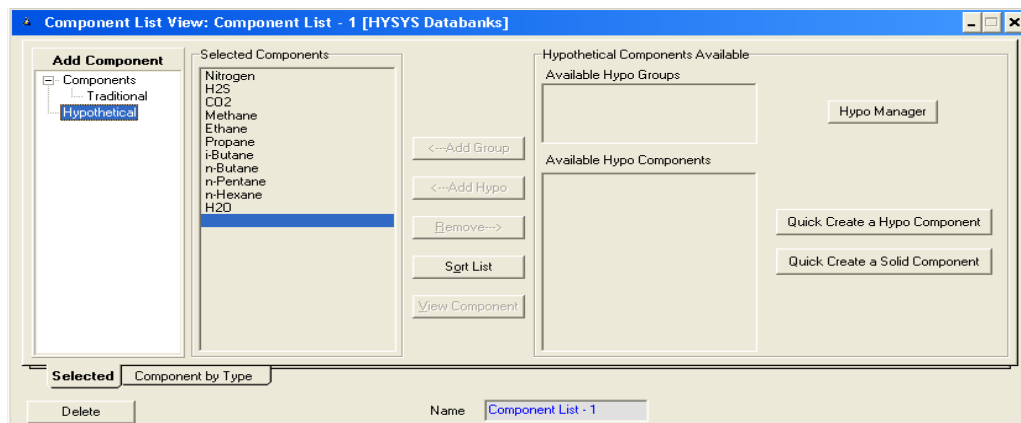


Fuente: Autor

Además se incluirá un compuesto hipotético, para hacerlo se procede de esta forma:

1. Seleccione **Hypothetical** del recuadro **Add Component**.
2. Seleccione **Quick Create a Hypo Component**.

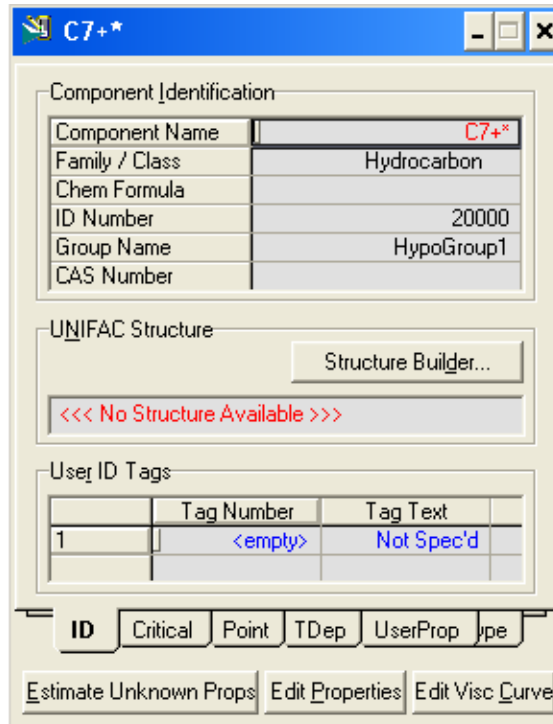
Figura 10 Iniciando HYSYS - Adición de compuesto hipotético



Fuente: Autor

1. Sobre la pestaña **ID** en **Component Name**, se cambia el nombre a C7+

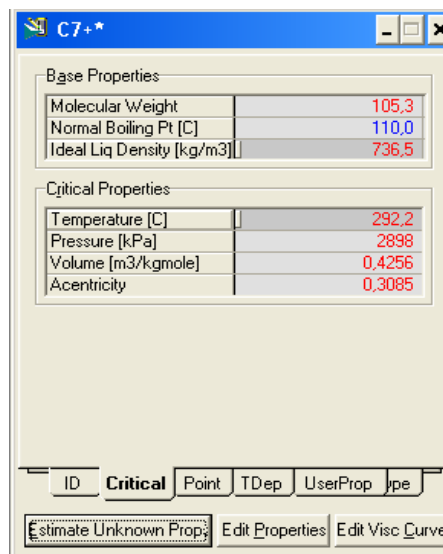
Figura 11 Iniciando HYSYS - Nombrando el compuesto hipotético



Fuente: Autor

2. En la pestaña **Critical**, ingrese un valor de 110° C para el **Normal Boiling Pt**.
3. Clic en **Estimate Unknown Props**.

Figura 12 Iniciando HYSYS - Estimación de propiedades no conocidas

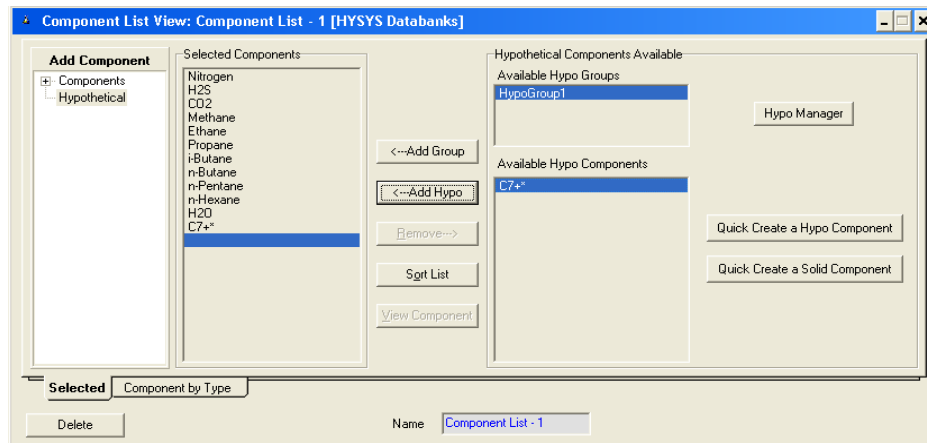


Fuente: Autor

Para definir en su totalidad un compuesto hipotético se necesita mínimo el punto de ebullición normal (**Normal Boiling Pt**) o el peso molecular (**Molecular Weight**) y la densidad ideal del líquido (**Ideal Liq Density**).

4. Se regresa a la ventana **Component List View** y se agrega el C7+ dando clic en **Add Hypo**.

Figura 13 Iniciando HYSYS - Adición de componente hipotético a la lista de componentes

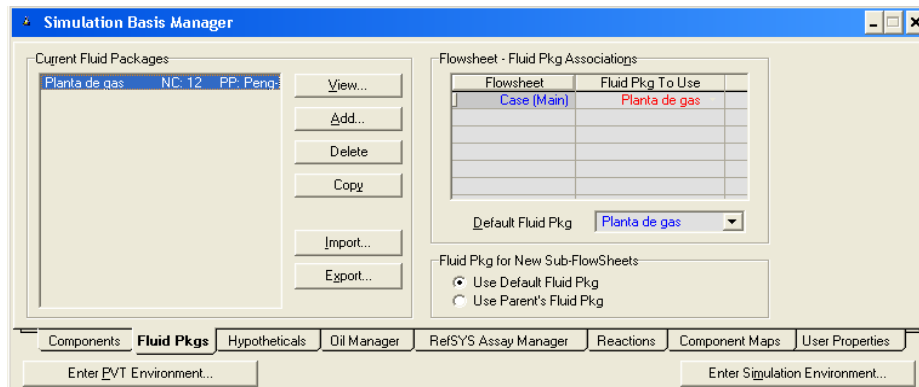


Fuente: Autor

3.1.4 EXPORTANDO PAQUETES DE FLUIDO

1. En la ventana **Simulation Basis Manager**, sobre la pestaña **Fluid Pkgs** seleccione **Planta de gas**

Figura 14 Iniciando HYSYS - Paquete de Fluido Planta de Gas



Fuente: Autor

2. Clic en **Export**
3. Cambie el nombre a **Planta de gas** y guarde.

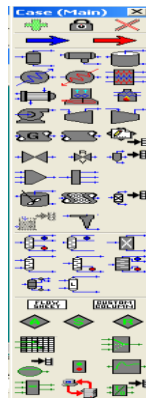
Ya está definido el paquete de fluido, entonces ya se puede construir la simulación, para hacerlo de clic en **Enter Simulation Environment**.

3.1.5 ADICIONANDO CORRIENTES

En este caso se agregarán tres corrientes de materia.

1. Para adicionar una corriente de materia de clic en la flecha azul, para seleccionarla y otro clic para ubicarla en la zona que desee. Si este menú no está activado, presione la tecla f4

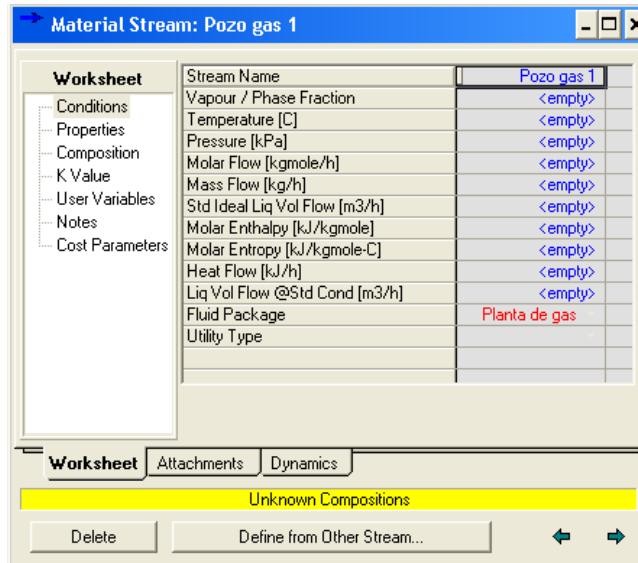
Figura 15 Iniciando HYSYS - Menú de objetos



Fuente: Autor

2. Repita el paso anterior para crear tres corrientes de materia.
3. Haga doble clic sobre la corriente, en **Stream Name** se puede cambiar el nombre de la corriente, nombre a cada corriente Pozo gas 1, Pozo gas 2 y Pozo gas 3 respectivamente.

Figura 16 Iniciando HYSYS - Denominación de Corriente



Fuente: Autor

En la siguiente tabla se muestran las fracciones molares de cada pozo

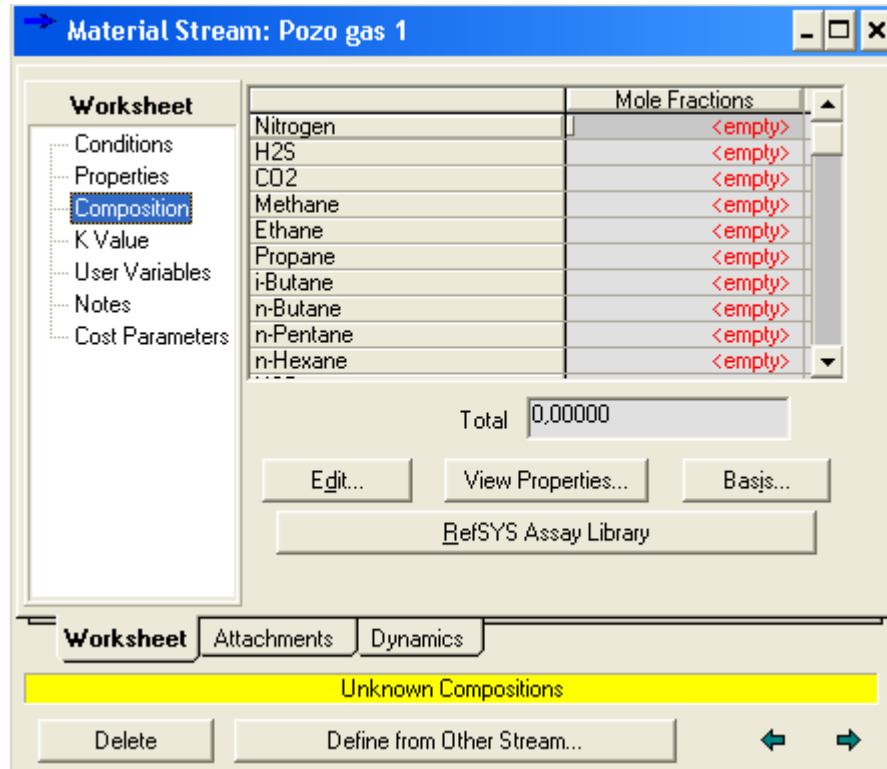
Tabla 2 Iniciando HYSYS - Fracción Molar de las Corrientes

Componente	Fracción molar		
	Pozo gas 1	Pozo gas 2	Pozo gas 3
Nitrogen	0,0002	0,0025	0,005
H2S	0,0405	0,0237	0,0141
CO2	0,0151	0,0048	0,0205
Methane	0,725	0,068	0,5664
Ethane	0,0815	0,192	0,2545
Propane	0,0455	0,071	0,0145
i-Butane	0,015	0,0115	0,0041
n-Butane	0,018	0,0085	0,0075
i-Pentane	0,012	0,0036	0,0038
n-Pentane	0,013	0,0021	0,0037
n-Hexane	0,009	0,0003	0,006
H2O	0	0	0,0909
C7+	0,0252	0	0,009

Fuente: Módulo 1

1. Estando en la ventana de la corriente **Material Stream**, de clic en **Composition** y seleccione edit.

Figura 17 Iniciando HYSYS - Ingresando las fracciones molares de las corrientes



Fuente: Autor

2. Teniendo seleccionada la opción **Mole Fractions** ingrese las fracciones molares correspondientes a cada pozo.

3.1.6 CÁLCULOS FLASH

Para realizar un cálculo flash o cálculo de equilibrio de fase Aspen HYSYS debe tener definida la composición, presión y temperatura o presión y fracción de vapor o temperatura y fracción de vapor.

Para realizar el cálculo de la presión o temperatura de rocío, se debe tomar una fracción de vapor de 1 y suministrar el valor de la presión o la temperatura. Para calcular la presión o temperatura de burbuja se toma una fracción de vapor de 0.

Desarrolle un cálculo P-T flash sobre la corriente Pozo gas 2. Establezca la presión en 7500 Kpa y la temperatura en 10 °C. ¿Cuál es la fracción de vapor?

1. Se da doble clic en la corriente Pozo gas 2

2. Se establece la presión en 7500 Kpa y la temperatura en 10°C, de esta forma Aspen HYSYS calculará las otras propiedades.

Figura 18 Iniciando HYSYS - Calculo Flash Pozo de Gas 2

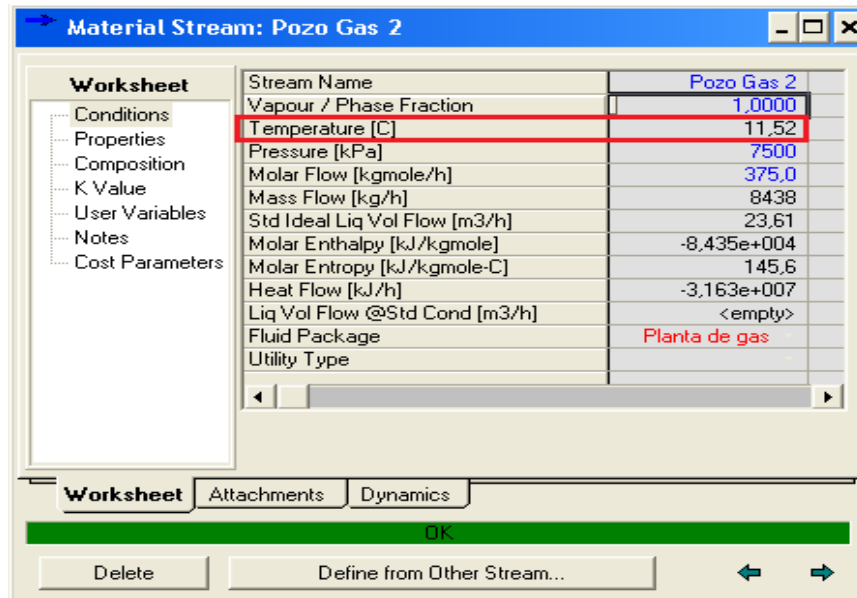
Property	Value
Stream Name	Pozo Gas 2
Vapour / Phase Fraction	0.9872
Temperature [C]	10.00
Pressure [kPa]	7500
Molar Flow [kgmole/h]	375.0
Mass Flow [kg/h]	8438
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	23.61
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.451e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	145.0
Heat Flow [kJ/h]	-3.169e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>
Fluid Package	Planta de gas
Utility Type	

Fuente: Autor

Desarrolle un cálculo P-T flash sobre la corriente Pozo gas 2. Establezca la presión en 7500 Kpa. ¿Cuál es la temperatura de rocío?

Se sigue el mismo procedimiento de la pregunta anterior, lo único que cambia es que se establece la fracción de vapor en 1.

Figura 19 Iniciando HYSYS - Determinación Temperatura de Rocío

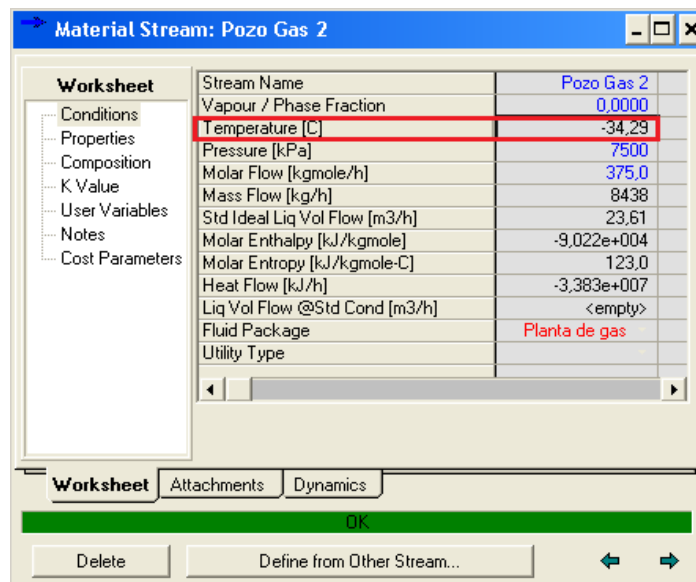


Fuente: Autor

Determinar la temperatura de punto de burbuja para el Pozo gas 2 sabiendo que la presión es de 7500 Kpa.

Lo único que cambia es la fracción de vapor, debe establecerse en 0 para determinar la temperatura del punto de burbuja.

Figura 20 Iniciando HYSYS - Determinación Temperatura de Burbuja



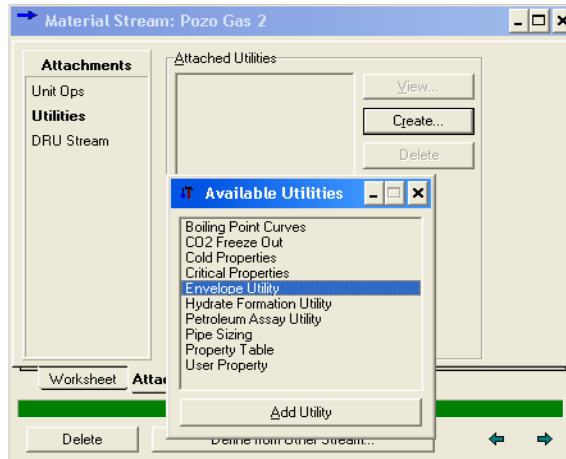
Fuente: Autor

3.1.7 ADICIONANDO UTILIDADES

1. De doble clic sobre la corriente
2. Seleccione la pestaña **Attachments**
3. Seleccione **Utilities** y después **Create**
4. Seleccione **Envelope Utility**, para crear la envolvente de fases

La envolvente de fases se calcula sobre una base seca, el agua será ignorada.

Figura 21 Iniciando HYSYS - Adición de Utilidades

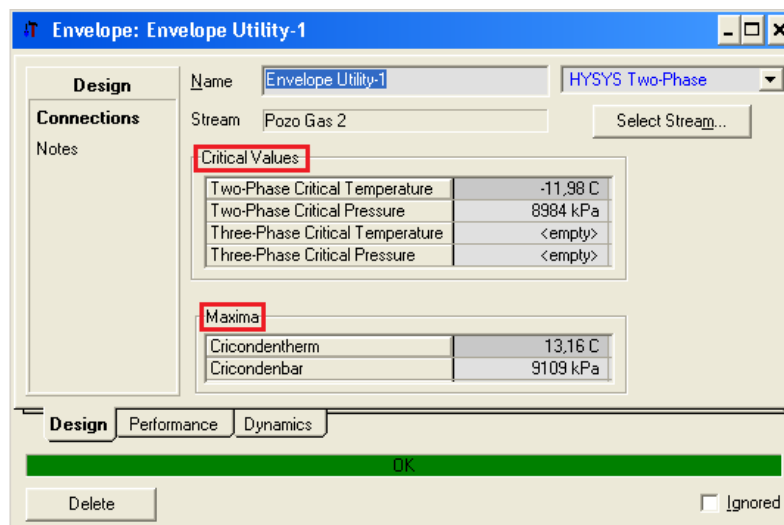


Fuente: Autor

5. Seleccionamos Add Utility

Ahí se ingresan los valores máximos y críticos de la corriente

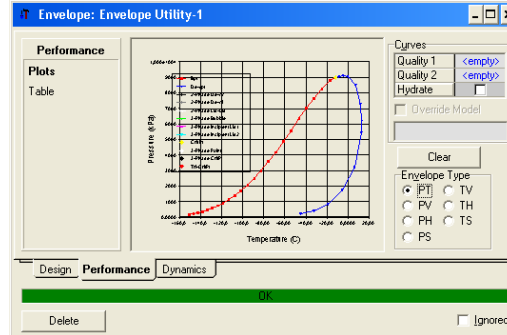
Figura 22 Iniciando HYSYS - Cálculo Envolvente de Fases



Fuente: Autor

Al seleccionar la pestaña **Performance**, puede ver los resultados en forma gráfica si selecciona **Plots** y en forma tabular si selecciona **Table**.

Figura 23 Iniciando HYSYS - Curva envolvente



Fuente: Autor

Figura 24 Iniciando HYSYS - Tabla de datos - Envoltorio

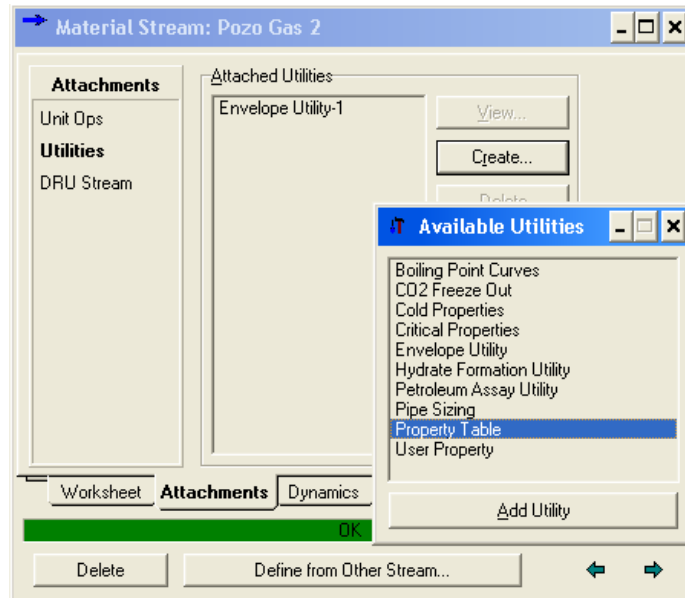
Pressure [kPa]	Temperature [C]	Volume [m3/kgmole]	Enthalpy [kJ/kgmole]	Entropy [kJ/kgmole-C]
184.4	-150.5	3.890e-002	-9.866e+004	77.81
234.6	-146.7	3.927e-002	-9.843e+004	79.63
297.8	-142.6	3.968e-002	-9.819e+004	81.49
377.0	-138.2	4.013e-002	-9.793e+004	83.41
475.9	-133.7	4.064e-002	-9.766e+004	85.39
598.4	-128.9	4.121e-002	-9.736e+004	87.41
743.0	-123.9	4.185e-002	-9.705e+004	89.49

Fuente: Autor

Ahora se agrega la utilidad **Property Table**

1. Doble clic en la corriente Pozo gas 2
2. Seleccione la pestaña **Attachments**
3. Seleccione **Utilities** y después **Create**
4. Busque **Property Table** en la lista de utilidades y seleccione **Add Utility**

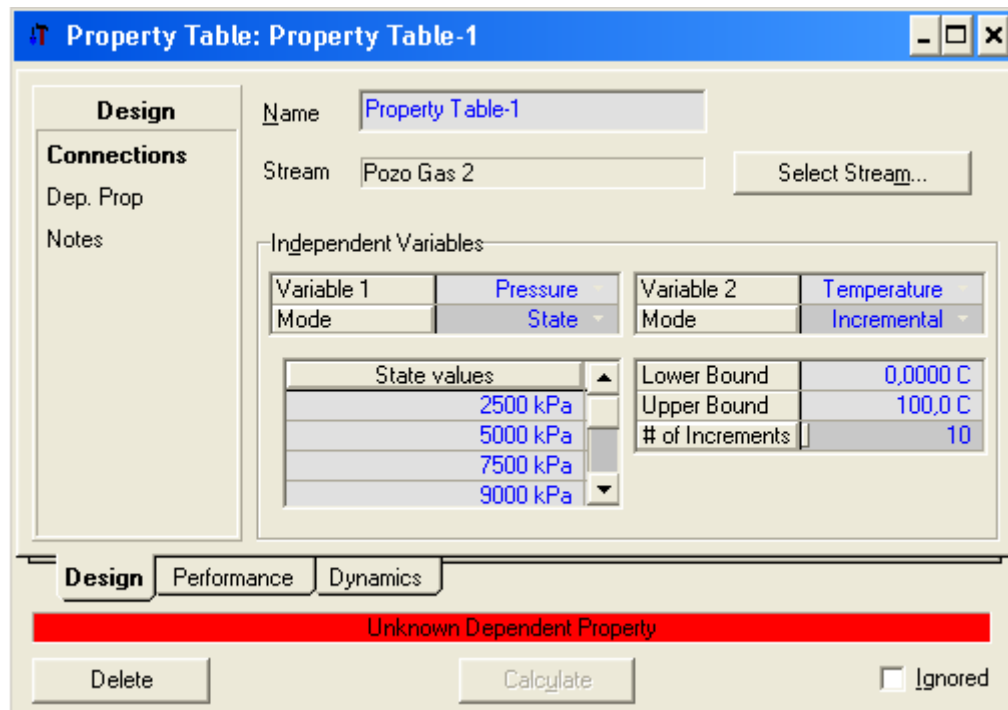
Figura 25 Iniciando HYSYS - Adición Tabla de Propiedades



Fuente: Autor

1. Debe configurar la **Property Table** como se muestra en la imagen.

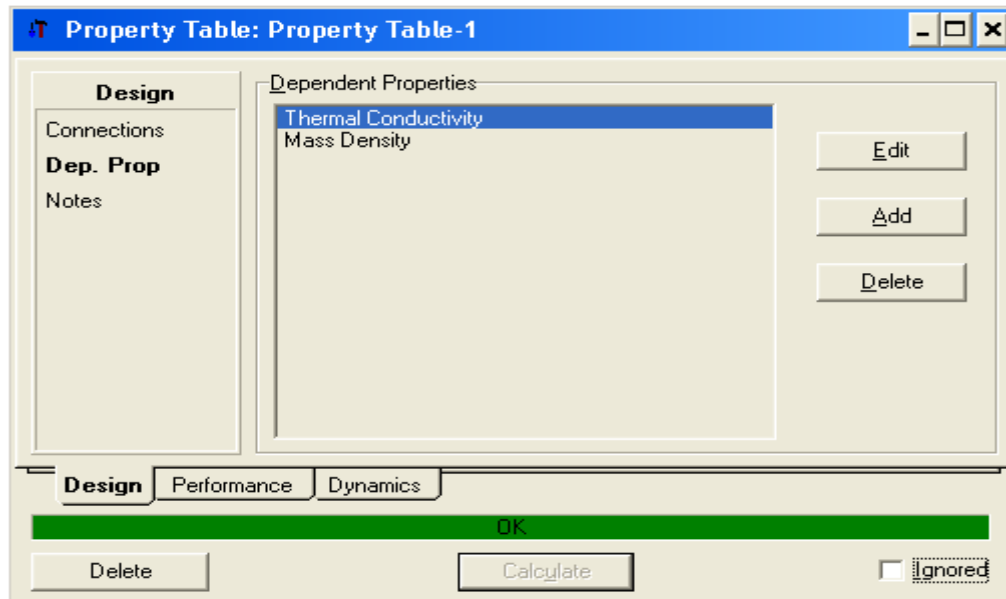
Figura 26 Iniciando HYSYS - Configuración Tabla de Propiedades



Fuente: Autor

2. En la pestaña **Design**, selecciona **Dep.Prop**
3. Se da clic en **Add**
4. Se despliega un lista de propiedades, en este caso se selecciona la conductividad térmica y la densidad másica
5. Busque **Thermal Conductivity** en la lista y da **OK**
6. Clic en **Add** nuevamente y busque **Mass Density** y da **OK**
7. Seleccione **Calculate** para generar la tabla de propiedades

Figura 27 Iniciando HYSYS - Generación de tabla de propiedades



Fuente: Autor

8. En la pestaña Performance se pueden ver los resultados, en este caso Aspen HYSYS calcula las propiedades seleccionadas para una presión constante y una variación en la temperatura.

Figura 28 Iniciando HYSYS - Tabla de Conductividad Térmica y Densidad

Performance		Results				
Table		Pressure [kPa]	Temperature [C]	Phases	Thermal Conductivity [W/m-K]	Mass Density [kg/m3]
Plots		2500	0,0000	L-V	<empty>	28,9933
		2500	10,00	V	2,89316e-002	27,4089
		2500	20,00	V	3,00825e-002	26,0567
		2500	30,00	V	3,12689e-002	24,8586
		2500	40,00	V	3,24874e-002	23,7864
		2500	50,00	V	3,37355e-002	22,8189
		2500	60,00	V	3,50111e-002	21,9398
		2500	70,00	V	3,63126e-002	21,1362
		2500	80,00	V	3,76384e-002	20,3977
		2500	90,00	V	3,89875e-002	19,7159
		2500	100,0	V	4,03587e-002	19,0840
		5000	0,0000	L-V	<empty>	71,6603
		5000	10,00	L-V	<empty>	64,9107
		5000	20,00	V	3,36101e-002	59,9497
		5000	30,00	V	3,44859e-002	55,9967
		5000	40,00	V	3,54553e-002	52,6950
		5000	50,00	V	3,64980e-002	49,8739
		5000	60,00	V	3,76006e-002	47,4212
		5000	70,00	V	3,87536e-002	45,2596
		5000	80,00	V	3,99505e-002	43,3333
	5000	90,00	V	4,11860e-002	41,6010	
	5000	100,0	V	4,24563e-002	40,0311	

Fuente: Autor

Las corrientes creadas en este módulo serán usadas en módulos siguientes, así que antes de guardar el archivo se debe configurar cada corriente según la siguiente tabla.

Tabla 3 Iniciando HYSYS - Condiciones de las Corrientes

Corrientes	Temperatura C	Presión Kpa	Tasa de flujo Kgmole/h
Pozo gas 1	40	4135	424
Pozo gas 2	45	3450	375
Pozo gas 3	45	-	575

Fuente: Módulo 1

3.2 CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS MEDIANTE CROMATOGRAFÍA GASEOSA

3.2.1 TALLER

En este ejemplo una recombinación de datos del separador crea una corriente de petróleo crudo que se mezcla con una corriente gaseosa de compuestos livianos para reproducir la corriente original del yacimiento. Este fluido se envía luego a dos etapas de separación para que el gas y los líquidos sean separados en dos niveles diferentes de presión. Este ejemplo también demostrará el uso de la operación **Spreadsheet** y de la herramienta **Case Study**.

3.2.2 OBJETIVOS

- Comprender el proceso de caracterización de crudos
- Usar la operación **Spreadsheet**
- Usar la herramienta **Case Study**

3.2.3 CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS USANDO ASPEN HYSYS

Para poder simular fluidos de producción como petróleo, crudo y gas, el programa debe reproducir fielmente el equilibrio vapor-líquido y las propiedades características del fluido. Hay varios métodos para reproducir el equilibrio vapor-líquido y las propiedades del petróleo. La selección del método depende de los datos disponibles del fluido que se va a simular, pudiendo ser datos de campo o análisis de laboratorio.

En general existen dos tipos de modelos:

1. Modelos basados en compuestos - Creación de compuestos hipotéticos para representar fracciones del crudo.
2. Modelos de aceite negro - Predice las propiedades del crudo como del gas asociado sin modelar la composición.

Como se vio en el módulo anterior, se necesita de poca información para generar un compuesto hipotético. Es de esperar que la precisión de la simulación dependa de la cantidad de datos que se tengan del fluido a simular.

3.2.4 CONSTRUCCIÓN DE LA SIMULACIÓN

Definición de las bases para la simulación.

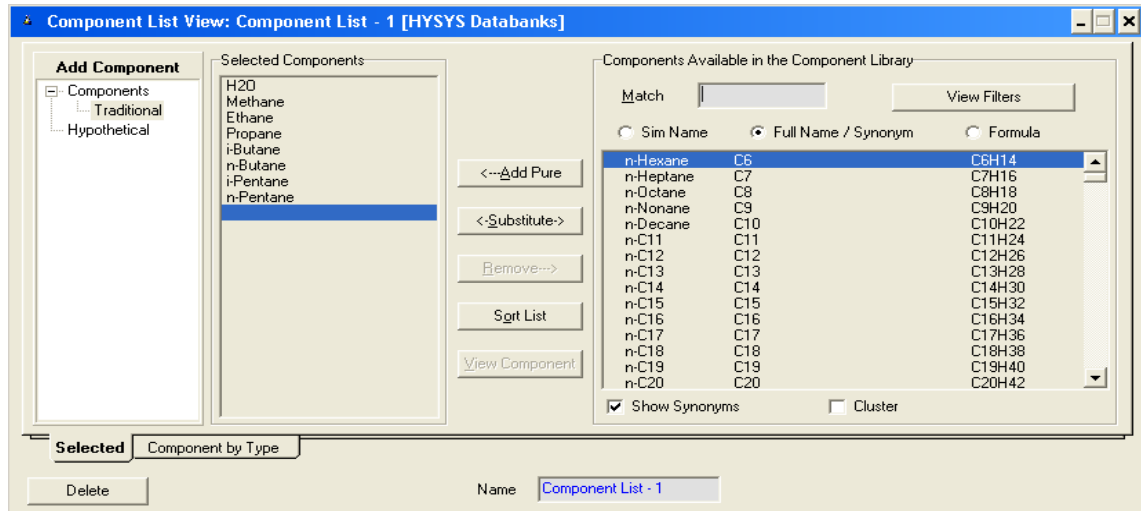
1. Crear un paquete de fluido, escoger **Peng-Robinson** como el paquete de propiedades.
2. En la siguiente tabla se muestran los compuestos asociados a este paquete de fluido.

Tabla 4 Caracterización de crudos - Lista de Componentes

H ₂ O	i-C ₄
C ₁	n-C ₄
C ₂	I-C ₅
C ₃	n-C ₅

Fuente: Módulo 2

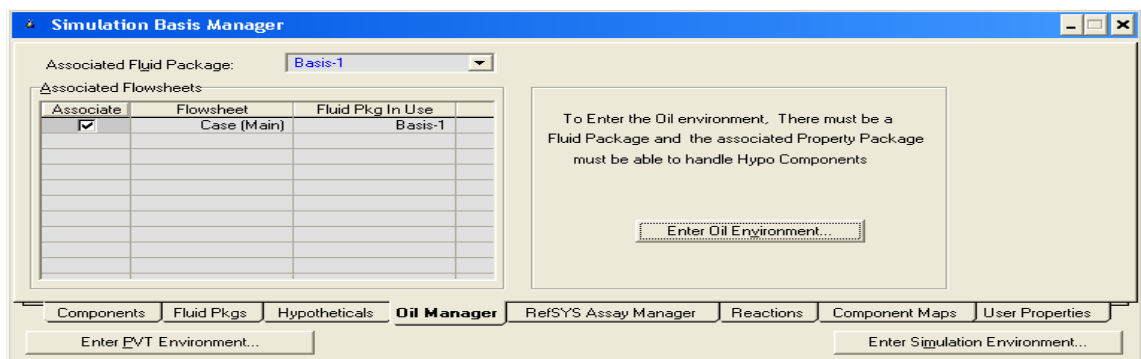
Figura 29 Caracterización de crudos - Listado de componentes



Fuente: Autor

3. En la ventana Simulation Basis Manager, seleccione la pestaña Oil Manager

Figura 30 Caracterización de crudos - Selección del modelo de simulación



Fuente: Autor

4. De clic en Enter Oil Environment

En las siguientes tablas se muestran los datos disponibles del crudo

Tabla 5 Caracterización de crudos - Propiedades del Crudo

Propiedad	Valor
Densidad estándar	56,19 lb/ft ³

Fuente: Módulo 2

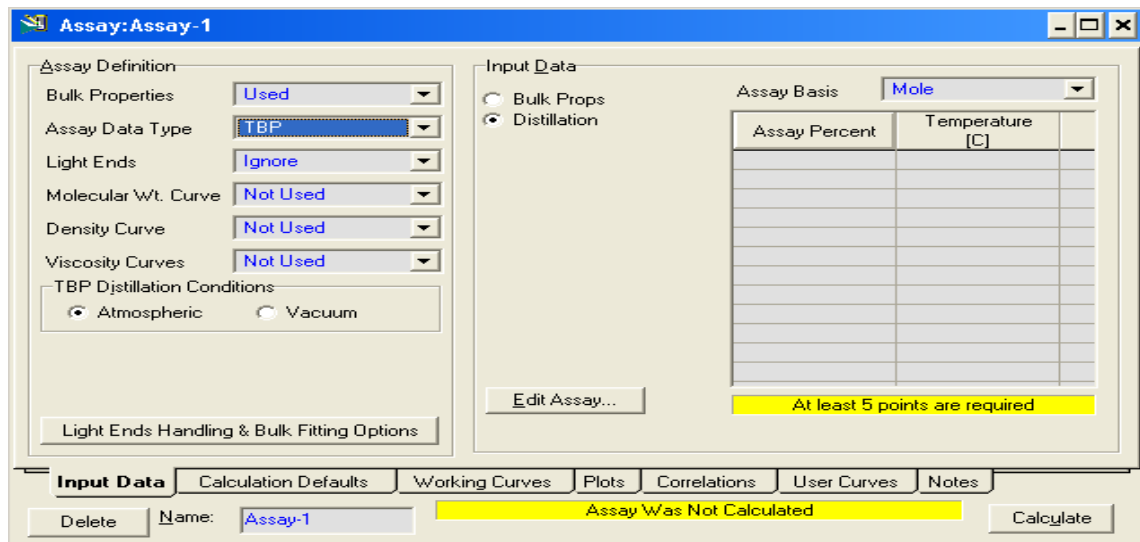
Tabla 6 Caracterización de crudos - Curva de Destilación del Crudo

Volumen líquido %	TBP (°F)
0	35
2	78
5	119
10	167
15	197
20	238
30	309
40	390
50	477
60	568
70	673
80	809
90	1024
95	1191
98	1327
100	1429

Fuente: Módulo 2

5. En la pestaña **Assay**, de clic en **Add** para agregar un nuevo **Assay**
6. Complete los datos como se muestra en la imagen

Figura 31 Caracterización de crudos - Adición de un nuevo Assay



Fuente: Autor

7. Para ingresar los datos de la curva de destilación, seleccione **Distillation** y de clic en **Edit Assay**, se desplegará una ventana donde podrá ingresar los datos.

Figura 32 Caracterización de crudos - Datos de la curva de Destilación TBP

Assay Percent [%]	Temperature [C]
15,00	197,0
20,00	238,0
30,00	309,0
40,00	390,0
50,00	477,0
60,00	568,0
70,00	673,0
80,00	809,0
90,00	1024
95,00	1191
98,00	1327
100,0	1429
<empty>	<empty>

Num of Points to Add

All input curves except distillation are on midpoint basis. Dependent curves will be shifted to middle.

Fuente: Autor

8. Ahora seleccione **Bulk Props**, ingrese el valor de la densidad estándar y de clic en **Calculate**

Figura 33 Caracterización de crudos - Inclusión datos de densidad y viscosidad

The screenshot shows the 'Assay: Assay-1' window with the following configuration:

- Assay Definition:**
 - Bulk Properties: **Used**
 - Assay Data Type: **TBP**
 - Light Ends: **Ignore**
 - Molecular Wt. Curve: **Not Used**
 - Density Curve: **Not Used**
 - Viscosity Curves: **Not Used**
 - TBP Distillation Conditions: Atmospheric, Vacuum
- Input Data:**
 - Bulk Props
 - Distillation

Molecular Weight	<empty>
Standard Density	900.1 kg/m3
Watson UOPK	<empty>
Viscosity Type	Dynamic
Viscosity 1 Temp	37.78 C
Viscosity 1	<empty>
Viscosity 2 Temp	98.89 C
Viscosity 2	<empty>

At the bottom, there are tabs for 'Input Data', 'Calculation Defaults', 'Working Curves', 'Plots', 'Correlations', 'User Curves', and 'Notes'. A 'Calculate' button is visible on the right, and a green status bar indicates 'Assay Was Calculated'.

Fuente: Autor

Generación de compuestos hipotéticos

1. En la pestaña **Oil Characterization** seleccione la pestaña **Cut/Blend** y de clic en **Add** para agregar una nueva mezcla

Figura 34 Caracterización de crudos - Selección Caracterización de crudos

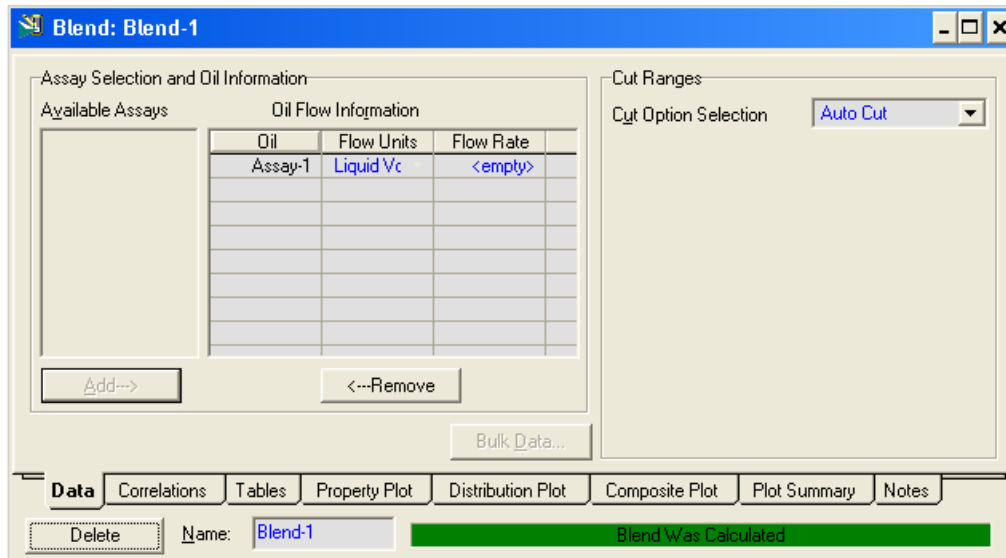
The screenshot shows the 'Oil Characterization' window with the 'Cut/Blend' tab selected. It features:

- Available Blends:** A list box (currently empty) with buttons for 'View...', 'Add...', 'Delete', and 'Clone'.
- Blend Information:** A section with a 'Name' text field and a 'Description' text area.
- Navigation:** Tabs for 'Assay', 'Cut/Blend', 'User Property', 'Correlation', and 'Install Oil'.
- Actions:** Buttons for 'Clear All', 'Calculate All', 'Oil Output Settings...', and 'Return to Basis Environment'.

Fuente: Autor

- En la pestaña **Data** de clic en **Add** para agregar el Assay definido anteriormente. En este caso es opcional especificar una tasa de flujo, ya que solo hay un Assay. En **Cut Option Selection**, se deja la opción **Auto Cut**.

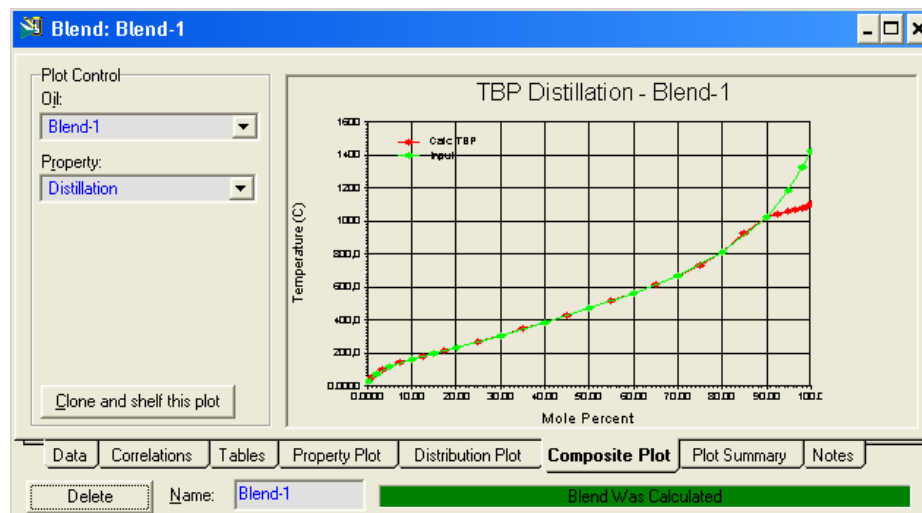
Figura 35 Caracterización de crudos - Incorporación datos Assay



Fuente: Autor

- Para verificar que tan bien se ajustan los compuestos hipotéticos al Assay, seleccione la pestaña **Composite Plot**.

Figura 36 Caracterización de crudos - Destilación simulada de la mezcla

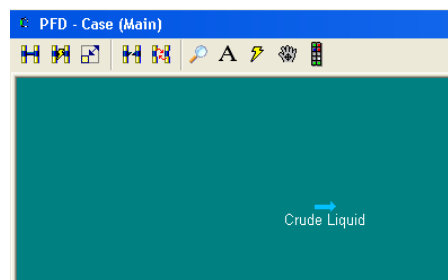


Fuente: Autor

Instalación del petróleo

1. En la ventana **Oil Characterization**, se selecciona la pestaña **Install Oil**.
2. En **Stream Name**, nombre a la corriente como **Crude Liquid** y de clic en **Return to Basis Environment**.
3. Haga clic en **Enter Simulation Environment**, aparecerá la corriente instalada en el PFD.

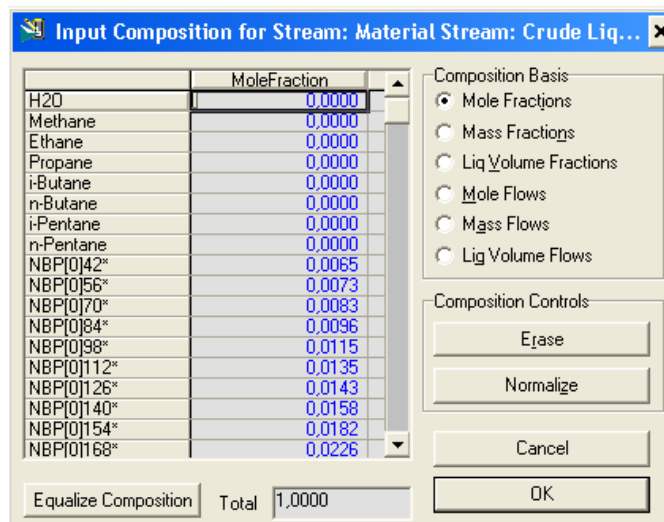
Figura 37 Caracterización de crudos - Instalación del petróleo



Fuente: Autor

4. Asegúrese de que la corriente tenga composición. Los compuestos livianos deben estar en 0 ya que fueron ignorados en la construcción del Assay. Para verificar esto, de doble clic en la corriente, seleccione **Composition** y haga clic en **Edit**, allí podrá ver la composición de esta corriente.

Figura 38 Caracterización de crudos - Composición corriente

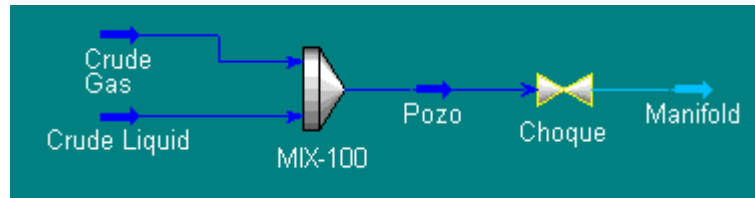


Fuente: Autor

Construyendo el Flowsheet

Para seguir con la simulación se tienen que definir las condiciones de las corrientes y además agregar un mezclador y una válvula. El PFD debería verse como en la imagen.

Figura 39 Caracterización de crudos - Construcción del PFD



Fuente: Autor

En las siguientes tablas se muestran las condiciones para definir completamente las corrientes **Crude Gas** y **Crude Liquid**

Tabla 7 Caracterización de crudos - Propiedades del Crude Gas y Crude Liquid

Propiedades del Crude Gas		
Temperatura	65.56	°C
Presión	3447	Kpa
Flujo molar	49,81	Kgmole/h
Componentes en fracción molar		
H2O	0	
Methane	0,791	
Ethane	0,116	
Propane	0,0492	
i-Butane	0,0062	
n-Butane	0,0185	
i-Pentane	0,0246	
n-Pentane	0	

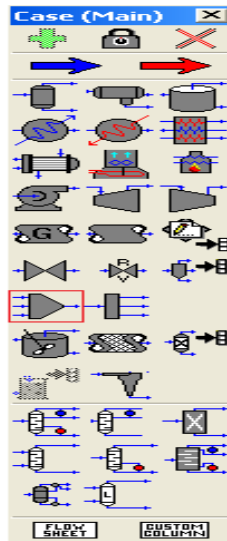
Propiedades del Crude Liquid		
Temperatura	65,56	°C
Presión	3447	Kpa
Flujo molar	37,09	kgmole/h

Fuente: Módulo 2

No es necesario definir los componentes del crudo líquido, pues estos fueron definidos desde la creación del Assay.

1. Para agregar el mezclador, de clic en el mezclador y lo ubica en el PFD

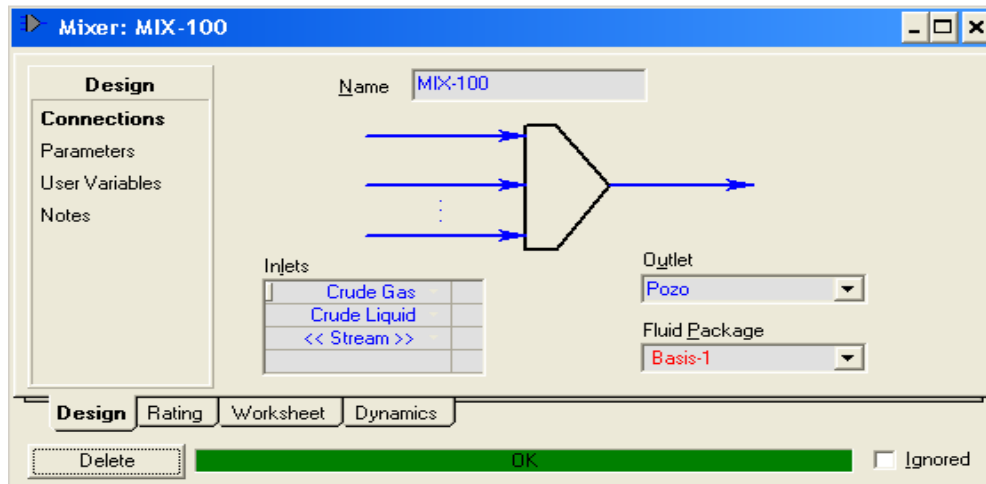
Figura 40 Caracterización de crudos - Selección del mezclador



Fuente: Autor

2. Una vez ubicado en el PFD, de doble clic sobre él y defina las corrientes de entrada y de salida.

Figura 41 Caracterización de crudos - Definición de corrientes de entrada y salida del mezclador

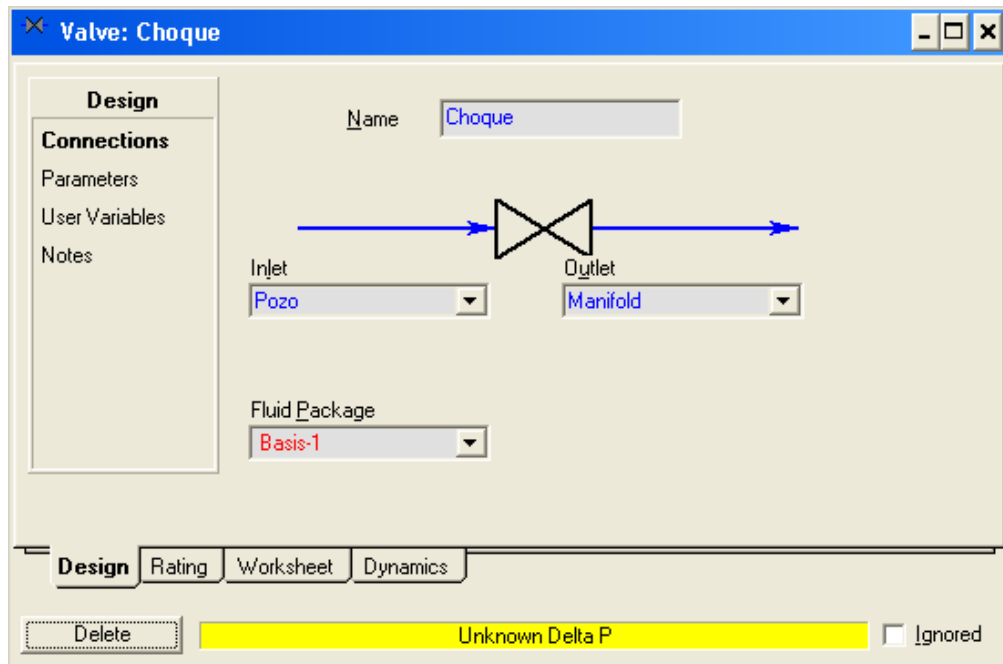


Fuente: Autor

Al nombrar la corriente de salida, Pozo, el programa genera una nueva corriente de material completamente definida, ya que las corrientes de entrada **Crude Gas** y **Crude Liquid** también están definidas en su totalidad.

3. El procedimiento para instalar la válvula es el mismo del mezclador. La entrada de la válvula será la corriente **Pozo** y la salida será una corriente llama **Manifold**, la válvula se nombrará **Choque**

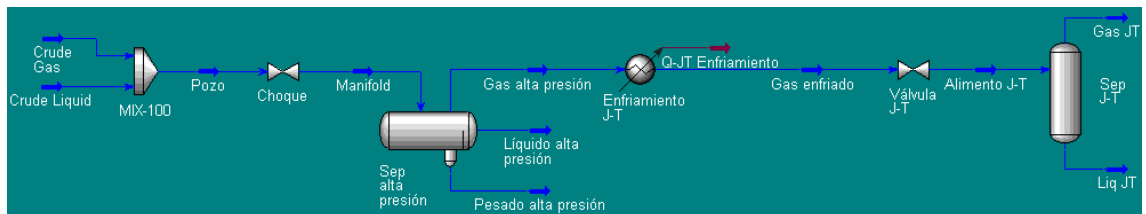
Figura 42 Caracterización de crudos - Instalación válvula



Fuente: Autor

Ahora debe completar el PFD como se muestra en la imagen.

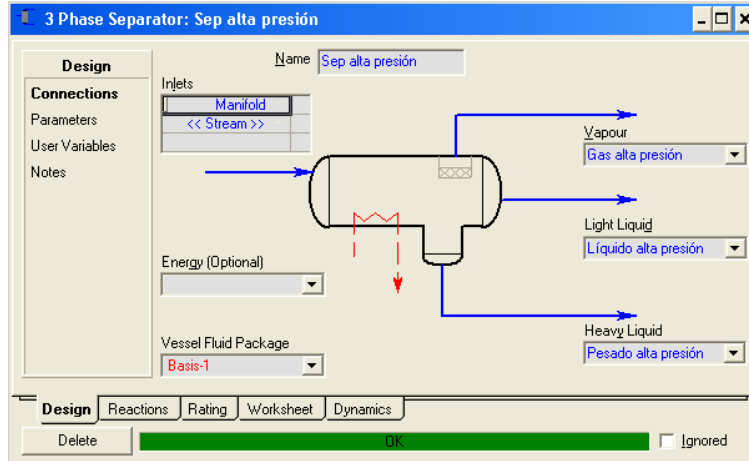
Figura 43 Caracterización de crudos - PFD completo del proceso



Fuente: Autor

4. Agregue un separador trifásico. La entrada es **Manifold** y las salidas son **Gas alta presión**, **Líquido alta presión** y **Pesado alta presión**

Figura 44 Caracterización de crudos - Separador Trifásico



Fuente: Autor

5. Para definir completamente el separador, seleccione la pestaña **Worksheet** y establezca la presión del **Gas alta presión** en 3447 Kpa

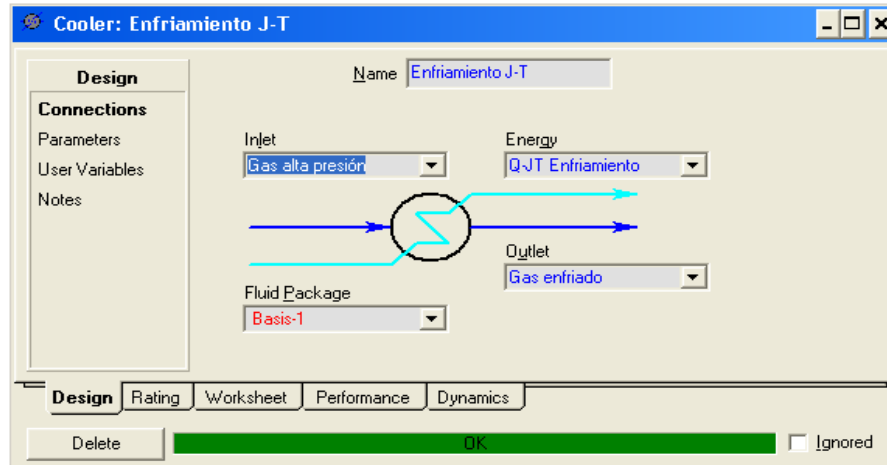
Figura 45 Caracterización de crudos - Composición Gas de Alta

Name	Manifold	Líquido alta presión	Gas alta presión	Pressure [kPa]
Vapour	0,4461	0,0000	1,0000	
Temperature [C]	74,69	74,69	74,69	
Pressure [kPa]	3447	3447	3447	
Molar Flow [kgmole/h]	86,90	44,86	38,77	
Mass Flow [kg/h]	2,165e+004	1,772e+004	758,4	
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	27,07	21,43	2,290	
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-5,133e+005	-7,950e+005	-7,701e+004	
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	793,2	1152	163,9	
Heat Flow [kJ/h]	-4,460e+007	-3,566e+007	-2,986e+006	

Fuente: Autor

6. Agregue un **Cooler**. La entrada es **Gas alta presión** y la salida es **Gas enfriado**.

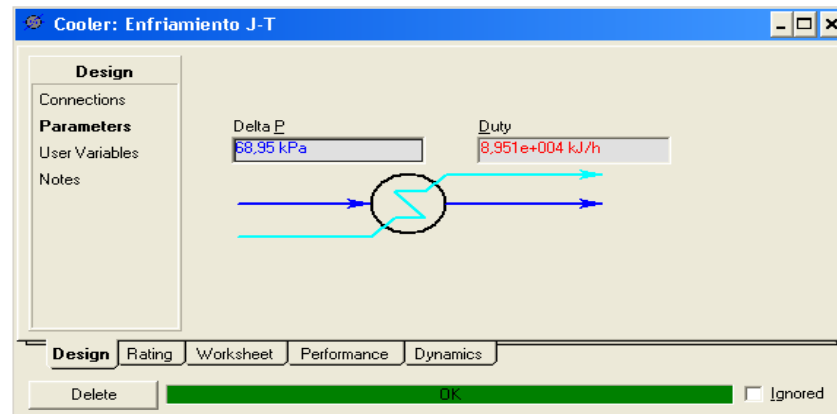
Figura 46 Caracterización de crudos - Enfriador de Gas



Fuente: Autor

7. En la pestaña **Design** seleccione **Parameters** y establezca la caída de presión en 68,95 Kpa.

Figura 47 Caracterización de crudos - Parámetros de diseño del enfriador



Fuente: Autor

- En la pestaña **Worksheet** establezca la temperatura del **Gas enfriado** en 26,67 °C

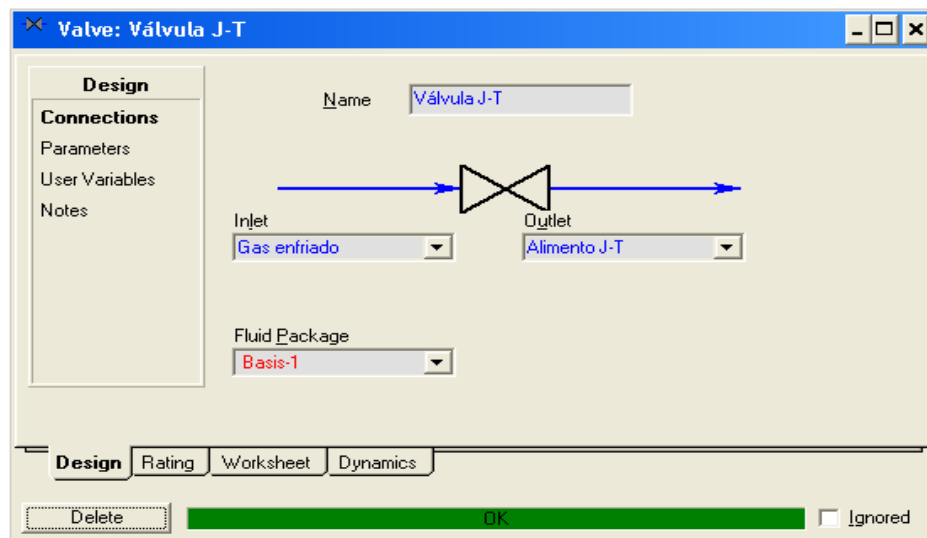
Figura 48 Caracterización de crudos - Condiciones corriente gas enfriado

Name	Gas alta presión	Gas enfriado	Q-JT Enfriamiento
Vapour	1,0000	0,9966	<empty>
Temperature [C]	74,69	26,67	<empty>
Pressure [kPa]	3447	3378	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	38,77	38,77	<empty>
Mass Flow [kg/h]	758,4	758,4	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,290	2,290	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,701e+004	-7,932e+004	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	163,9	156,9	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-2,986e+006	-3,075e+006	8,951e+004

Fuente: Autor

- Agregue una válvula. La entrada es la corriente **Gas enfriado** y la salida es **Alimento JT**

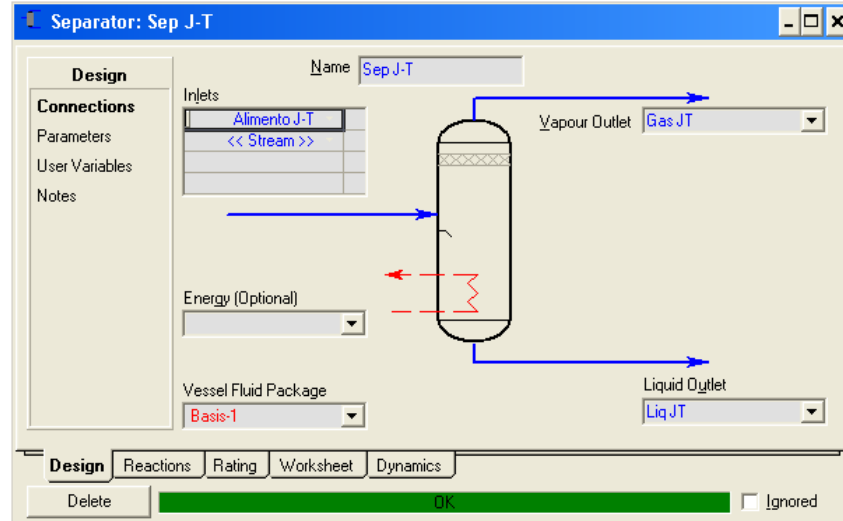
Figura 49 Caracterización de crudos - Válvula J-T



Fuente: Autor

10. Agregue un separador y establezca la entrada y la salida según la imagen.

Figura 50 Caracterización de crudos - Separador Bifásico



Fuente: Autor

11. Para definir completamente el separador, seleccione la pestaña **Worksheet** y establezca la presión del **Gas JT** en 1724 Kpa

Figura 51 Caracterización de crudos - Datos Operacionales del Separador

Name	Alimento J-T	Liq JT	Gas JT
Vapour	0,9968	0,0000	1,0000
Temperature [C]	16,83	16,83	16,83
Pressure [kPa]	1724	1724	1724
Molar Flow [kgmole/h]	38,77	0,1226	38,64
Mass Flow [kg/h]	758,4	10,68	747,7
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,290	1,693e-002	2,274
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,932e+004	-2,039e+005	-7,893e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	162,0	133,4	162,1
Heat Flow [kJ/h]	-3,075e+006	-2,499e+004	-3,050e+006

Fuente: Autor

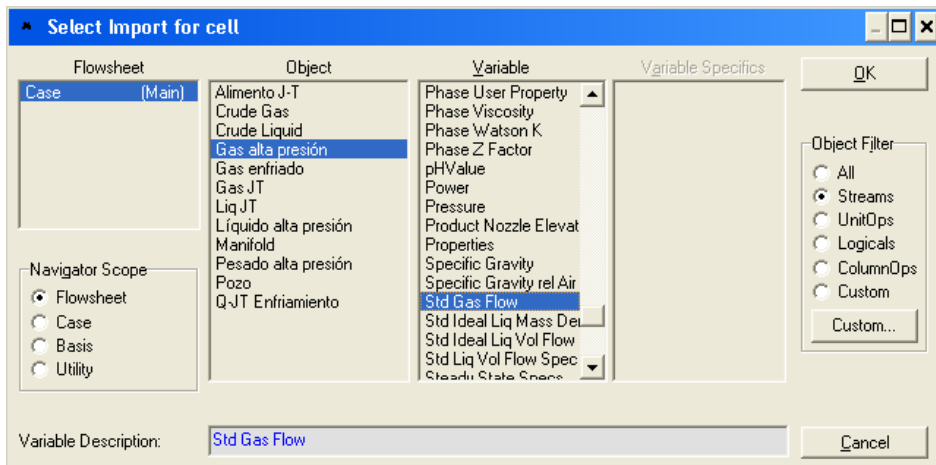
3.2.5 SPREADSHEET DE ASPEN HYSYS

1. Agregue el **Spreadsheet** desde la paleta de objetos. Ícono



2. Dentro del **Spreadsheet** seleccione la pestaña **Spreadsheet**
3. En la celda **A1** de clic derecho, **import variable**.
4. En **Object** seleccione **Gas alta presión** y en **Variable** seleccione **STD Gas Flow** y de **OK**

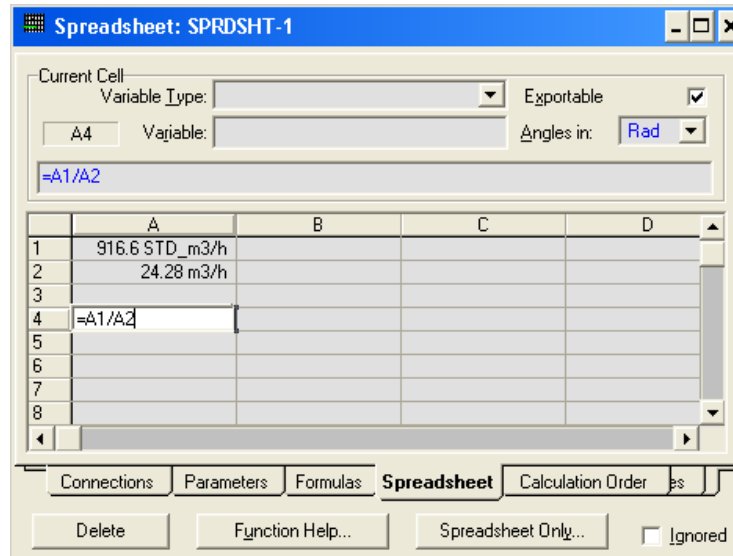
Figura 52 Caracterización de crudos - Agregando variables al Spreadsheet



Fuente: Autor

5. En la celda **A2** importe el **Líquido alta presión** y como variable **STD Liquid Volume Flow Spec**
6. En la celda **A4** escriba la fórmula para la razón gas-crudo Gas Oil Ratio=A1/A2, igual como se agrega una fórmula en una celda de Excel.

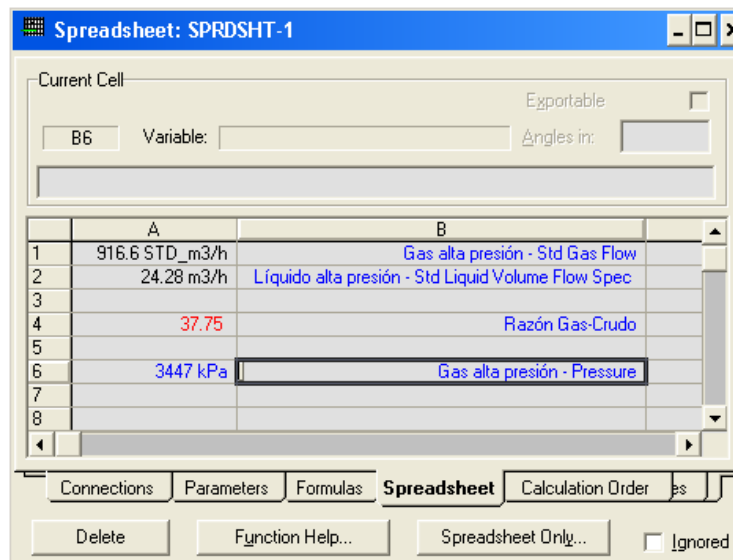
Figura 53 Caracterización de crudos - Relación Gas /Crudo



Fuente: Autor

7. En la celda **A6** importe el **Gas alta presión** y como variable seleccione **Pressure**.
8. Nombre cada variable importada como se muestra en la imagen

Figura 54 Caracterización de crudos - Nombrando las variables



Fuente: Autor

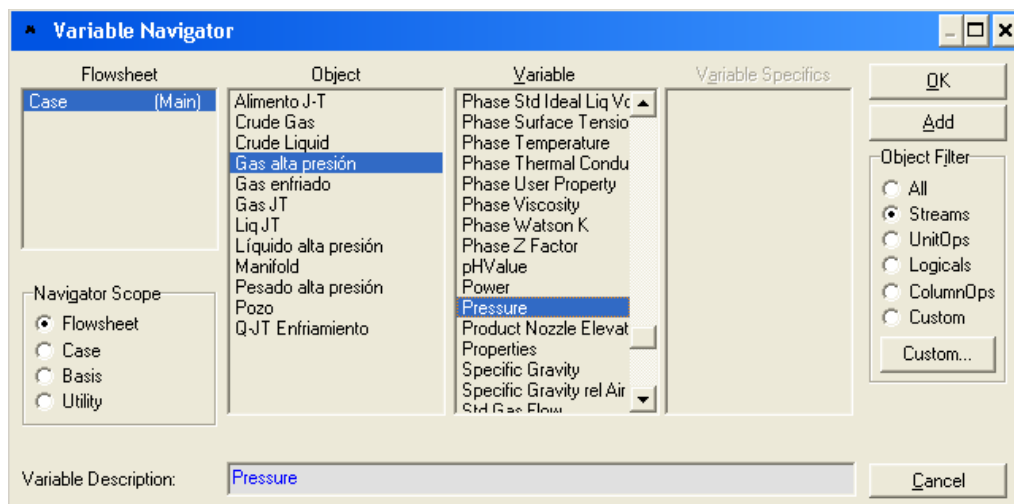
Ahora puede ver la variación de la Razón Gas-Crudo al variar las presiones de la corriente **Gas alta presión**.

3.2.6 USO DEL CASE STUDY DE ASPEN HYSYS

La herramienta **Case Study** permite establecer variables independientes y variables dependientes, con el fin de observar el cambio de las variables dependientes mientras el usuario varía las variables independientes.

1. Presione Ctrl+D para abrir el **DataBook**
2. En la pestaña **variables**, seleccione **Insert** para abrir el navegador de variables
3. Seleccione la corriente **Gas alta presión**, en **Variable** seleccione **Pressure**, después haga clic en **Add**, después de clic en **Close**

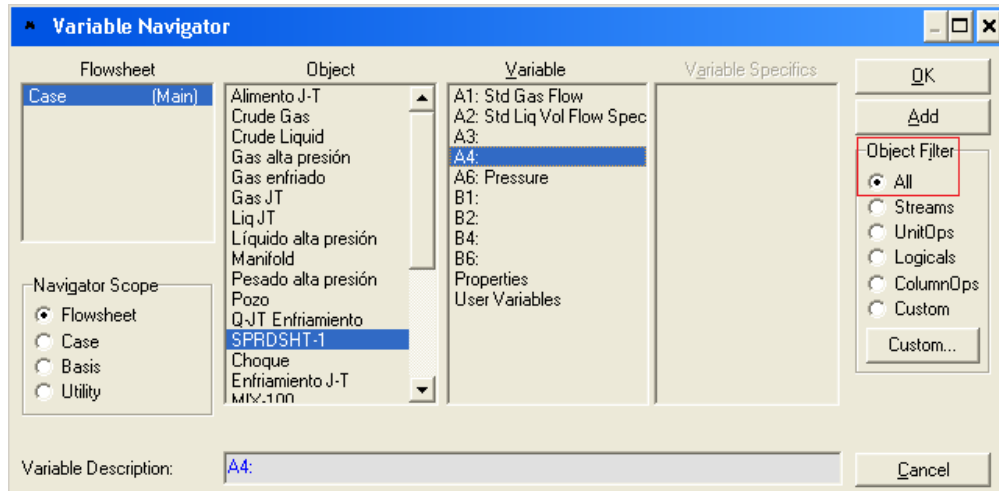
Figura 55 Caracterización de crudos - Adicionando variables al Case Study



Fuente: Autor

4. Seleccione la celda **A4** del **Spreadsheet**, para hacerlo asegúrese de que en el cajón **Object Filter** esté seleccionado **All**. Seleccione **Add** y después **Close**.

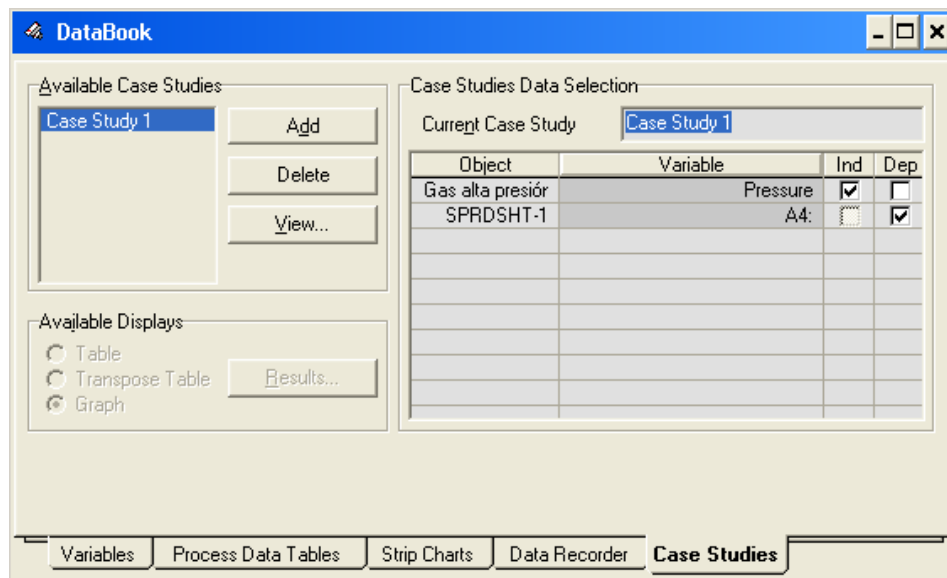
Figura 56 Caracterización de crudos - Adicionando variables al Case Study



Fuente: Autor

5. Estando en la ventana **DataBook**, seleccione la pestaña **Case Studies**.
6. Haga clic en **Add** para agregar un nuevo caso de estudio.
7. Seleccione **Gas alta presión** como variable independiente y la celda A4 del **Spreadsheet** como variable dependiente (la celda A4 corresponde al valor de la razón Gas-Crudo), como se muestra en la figura.

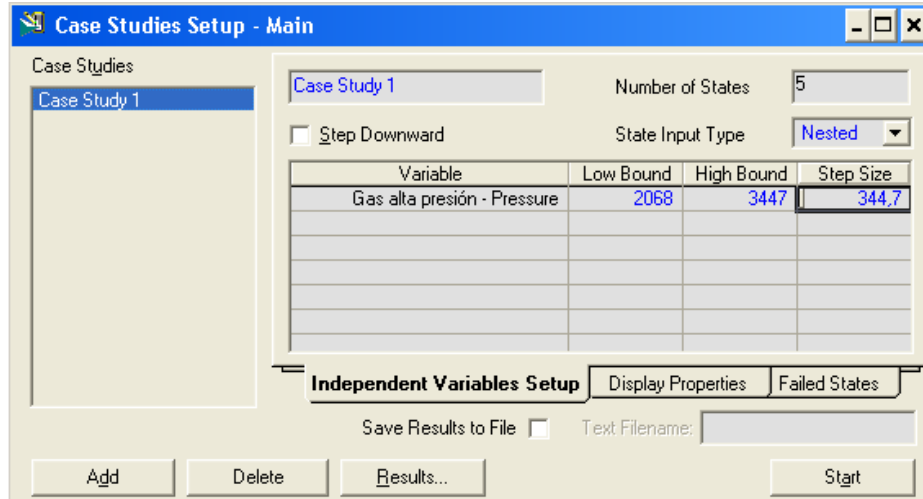
Figura 57 Caracterización de crudos - Configuración Casos de Estudio



Fuente: Autor

8. Seleccione **View** para definir los límites inferior y superior además el paso, los valores serán 2068 Kpa, 3447 Kpa y 344,7 Kpa respectivamente.

Figura 58 Caracterización de crudos - Selección de límites de operación

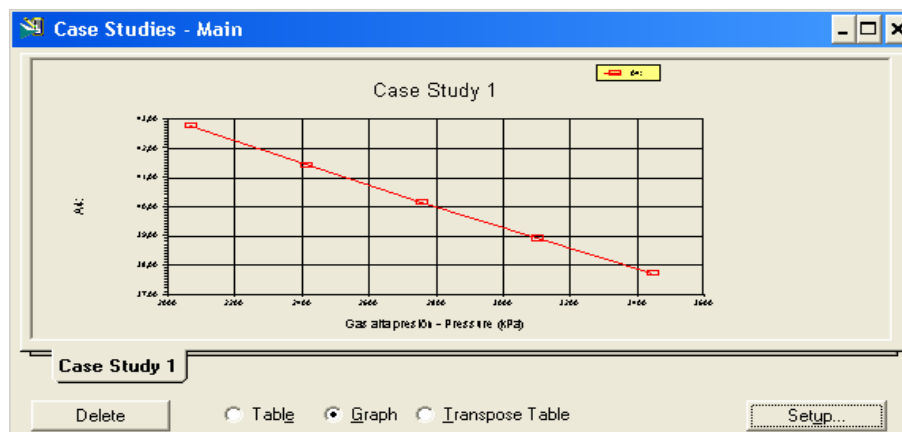


Fuente: Autor

9. Haga clic en **Start** para iniciar los cálculos
10. Para ver los resultados seleccione **Results**

Los resultados se pueden ver en forma gráfica o tabulada

Figura 59 Caracterización de crudos - Resultados del Case Study



Fuente: Autor

Figura 60 Caracterización de crudos - Resultados del Case Study

State	as alta presión - Pressu [kPa]	A4:		
State 1	2068	42,78		
State 2	2413	41,45		
State 3	2758	40,17		
State 4	3103	38,94		
State 5	3447	37,75		

Case Study 1

Delete Table Graph Transpose Table Re-Number Setup...

Fuente: Autor

3.3 SISTEMAS DE TRANSPORTE DE FLUIDOS HIDROCARBUROS

3.3.1 TALLER

En esta ocasión se simulará un sistema de recolección de gas. El sistema consiste de cuatro pozos distribuidos en un área de aproximadamente 2 Kilómetros cuadrados, conectados a una planta de gas por una red de tuberías.

A través de mezcladores se irán combinando todas las corrientes de gas provenientes de los pozos hasta llegar a un punto común. Las líneas de flujo serán modeladas en Aspen HYSYS usando la operación segmento de tubería "**Pipe Segment**".

La operación de mezcla se usa para simular los puntos en donde se mezcla el flujo de los pozos con la línea principal.

3.3.2 OBJETIVOS

- Familiarizarse con el uso de la herramienta **Pipe Segment**.

3.3.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

En esta simulación se usará la ecuación de estado de Peng-Robinson.

Abra el archivo **Modulo 3 - Transporte y Flujo de Gas.hsc**. Este archivo contiene las cuatro corrientes **Pozo Gas**.

Compruebe en el paquete de fluido que estén los siguientes componentes.

Tabla 8 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Lista de Componentes

Lista de componentes	
Nitrogen	n-Pentane
H ₂ S	n-Hexane
CO ₂	C7+*
Methane	H ₂ O
Ethane	NBP[0]92*
Propane	NBP[0]171*
i-Butane	NBP[0]243*
n-Butane	NBP[0]322*
i-Pentane	NBP[0]432*

Fuente: Módulo 3

En la siguiente tabla se muestran las condiciones de las corrientes.

Tabla 9 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Condiciones de las Corrientes

Condiciones	PozoGas 1	PozoGas 2	PozoGas 3	PozoGas 4
Temperatura °C	40	45	45	35
Presión Kpa	4135	3450	-	-
Flujo Kgmole/h	425	375	575	545

Fuente: Módulo 3

Adicionando los segmentos de tubería

El **Pipe Segment** tiene tres modos de cálculo: Pérdida de presión (**Pressure Drop**), flujo (**Flow**) y longitud (**Length**), el modo de cálculo es seleccionado automáticamente dependiendo de la información suministrada. Se debe proveer la información suficiente para solucionar los balances de masa y energía.

Agregar el primer segmento de tubería



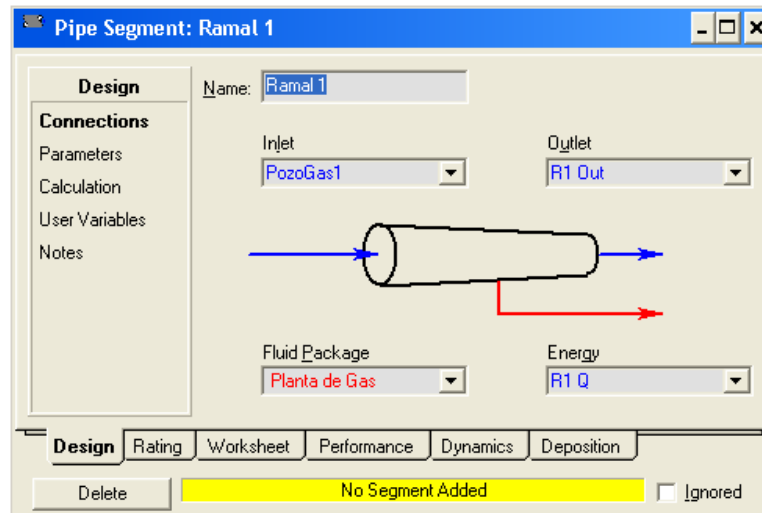
1. Desde la paleta de selección, de clic en el ícono **Pipe Segment**  de un segundo clic para ubicarlo en el PFD.
2. De doble clic sobre el ícono  y sobre la pestaña **Design-Connections**, complete la página como se muestra en la imagen.

Figura 61 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Instalación segmentos de tubería

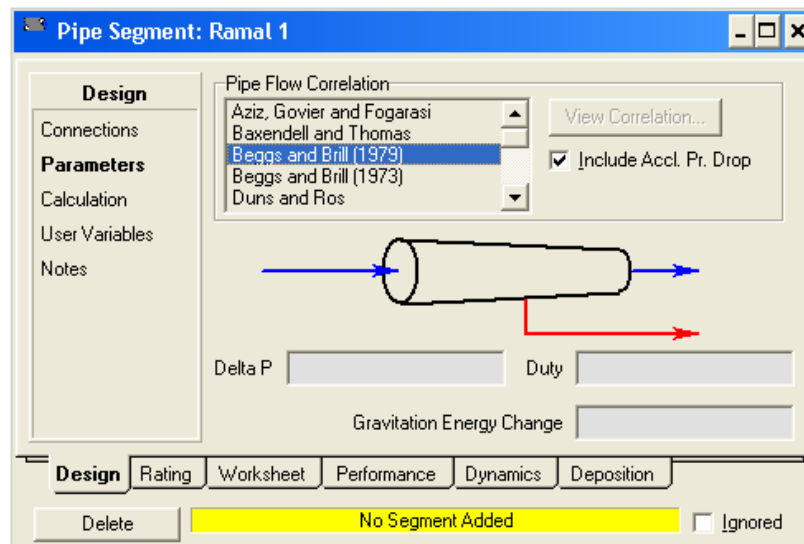


Fuente: Autor

Para corrientes de una fase, la ecuación de Darcy es usada para el cálculo de pérdidas de presión.

3. En la pestaña **Design**, de clic en **Parameters**, se usará la correlación para flujo bifásico de Beggs & Brill (1979).

Figura 62 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Selección de correlaciones de flujo



Fuente: Autor

4. Pase a la pestaña **Rating**, teniendo seleccionado **Sizing** de clic en **Append Segment**, para agregar el primer segmento. Ingrese la información de la tabla.

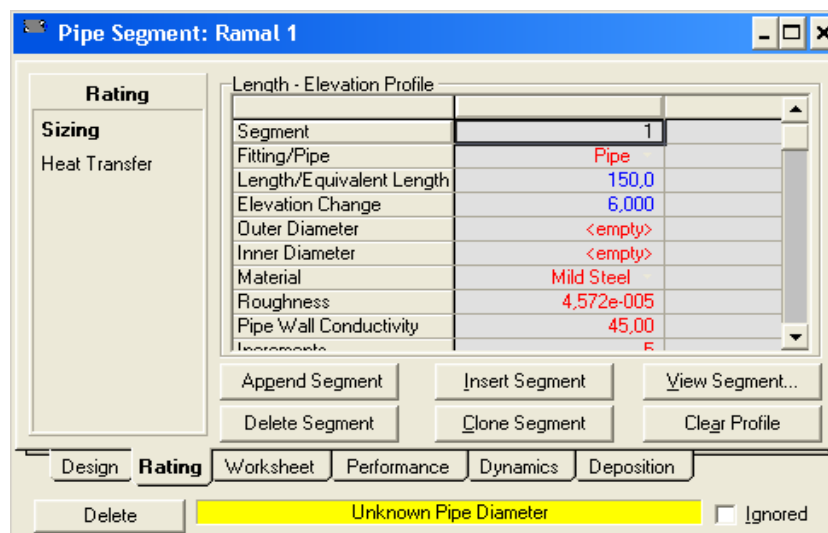
Tabla 10 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características de la Línea 1

Celda	Ingresar
Fitting/Pipe	Pipe
Length/Equivalent Length	150m
Elevation Change	6m

Fuente: Módulo 3

Cuando se ingresa un cambio de elevación positivo, quiere decir que la salida está más alta que la entrada. Cuando la tubería es horizontal, se ingresa un cambio de elevación de 0

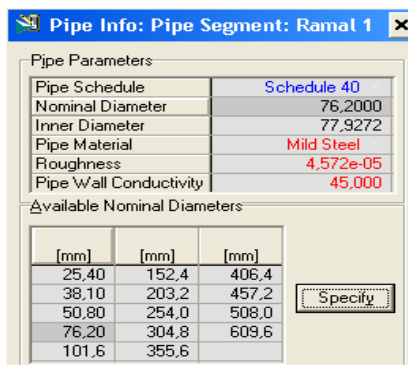
Figura 63 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Longitud y elevación de la tubería



Fuente: Autor

5. Para ingresar el diámetro, de clic en **View Segment**.
6. En la ventana **Pipe Info**, en la celda **Pipe Schedule**, seleccione **Schedule 40**.
7. En **Available Nominal Diameters**, seleccione el de 3 pulgadas y de clic en **Specify**. Aspen HYSYS calcula los diámetros interno y externo.

Figura 64 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Diámetro de la tubería



Fuente: Autor

8. Agregue dos segmentos más con la siguiente información.

Tabla 11 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características línea 1

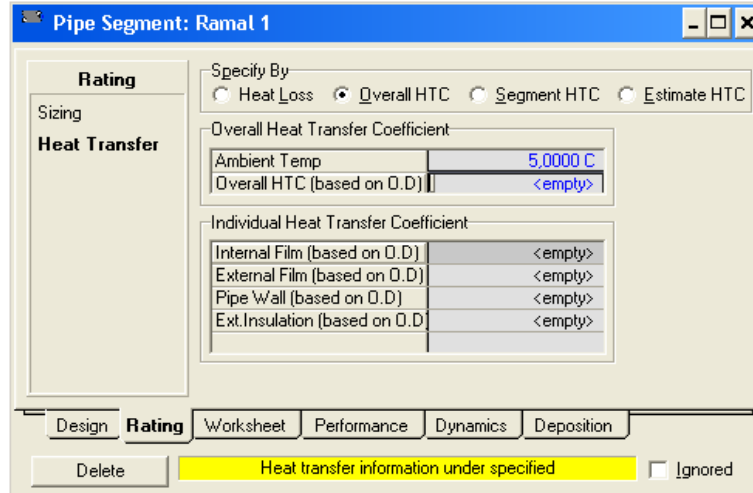
Celda	Ingresar	
	2	3
Segment	Pipe	Pipe
Fitting/Pipe	125	100
Length/Equivalent Length (m)	-6,5	0,5
Elevation (m)	40	40
Schedule	3	3
Nominal Diameter (in)		

Fuente: Módulo 3

9. Estando en la pestaña Rating, seleccione **Heat Transfer**.

10. En **Specify By** se marca **Overall HTC** y se ingresa una temperatura ambiente de 5°C.

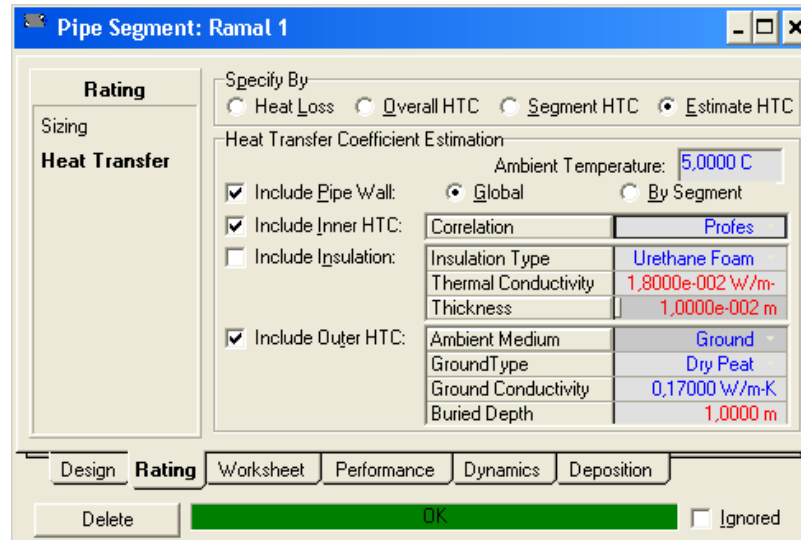
Figura 65 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Configuración transferencia de calor



Fuente: Autor

11. En **Specify By** marque **Estimate HTC** y complete los datos como se muestra en la imagen.

Figura 66 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Transferencia de calor en líneas



Fuente: Autor

12. Agregue dos segmentos de tubería según la información de las tablas siguientes.

Tabla 12 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características líneas 2 y 3

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Ramal 2
Inlet	PozoGas 2
Outlet	R2 Out
Energy	R2-Q
Dimensiones	
Segmento 1	
Length/Equivalent Length	200
Elevation	23
Nominal Diameter	4in Schedule 40
Transferencia de calor	
Estimate the Inner, Outer and Pipe Wall HTC	
5°C Ambient temperature	

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Ramal 3
Inlet	PozoGas 3
Outlet	R3 Out
Energy	R3-Q
Dimensiones	
Segmento 1	
Length/Equivalent Length	160 m
Elevation	12,5 m
Nominal Diameter	3 in Schedule 40
Segmento 2	
Length/Equivalent Length	100 m
Elevation	(-) 14 m
Nominal Diameter	3 in Schedule 40
Segmento 3	
Length/Equivalent Length	205 m
Elevation	(-) 1 m
Nominal Diameter	3 in Schedule 40
Transferencia de calor	
Estimate the Inner, Outer and Pipe Wall HTC	
5°C Ambient temperature	

Fuente: Módulo 3


13. Agregue un mezclador  con la siguiente información.

Tabla 13 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Mezclador 1

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Empalme 1
Inles	R1 Out. R2 Out
Outlet	E1 Out
Parámetros	
Pressure Assignment	Set Outlet to Lowest Inlet

Fuente: Módulo 3

14. Agregue dos segmentos más.

Tabla 14 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características línea 4

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Ramal 4
Inlet	E1 Out
Outlet	R4 Out
Energy	R4-Q
Dimensiones	
Segmento 1	
Length/Equivalent Length	355 m
Elevation	(-) 4 m
Nominal Diameter	4in Schedule 40
Transferencia de calor	
Estimate the Inner, Outer and Pipe Wall HTC	
5°C Ambient temperature	

Fuente: Módulo 3

Tabla 15 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características línea 5

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Ramal 5
Inlet	PozoGas 4
Outlet	R5 Out
Energy	R5-Q
Dimensiones	
Segmento 1	
Length/Equivalent Length	180 m
Elevation	(-) 7,5 m
Nominal Diameter	3 in Schedule 40
Segmento 2	
Length/Equivalent Length	165 m
Elevation	(-) 8 m
Nominal Diameter	3 in Schedule 40
Transferencia de calor	
Estimate the Inner, Outer and Pipe Wall HTC	
5°C Ambient temperature	

Fuente: Módulo 3

15. Agregue un mezclador con la siguiente información.

Tabla 16 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Mezclador 2

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Empalme 2
Inles	R3 Out. R4 Out
Outlet	E2 Out
Parámetros	
Pressure Assignment	Equalize All

Fuente: Módulo 3

16. Agregue un nuevo segmento con la siguiente información.

Tabla 17 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características línea 6

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Ramal 6
Inlet	E2 Out
Outlet	R6 Out
Energy	R6-Q
Dimensiones	
Segmento 1	
Length/Equivalent Length	300 m
Elevation	(-) 16 m
Nominal Diameter	6in Schedule 40
Transferencia de calor	
Estimate the Inner, Outer and Pipe Wall HTC	
5°C Ambient temperature	

Fuente: Módulo 3

17. Agregue un mezclador con la siguiente información.

Tabla 18 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Mezclador 3

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Empalme 3
Inles	R5 Out, R6 Out
Outlet	E3 Out
Parámetros	
Pressure Assignment	Equalize All

Fuente: Módulo 3

18. Agregue el último segmento de tubería con la información de la tabla.

Tabla 19 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Características línea 7

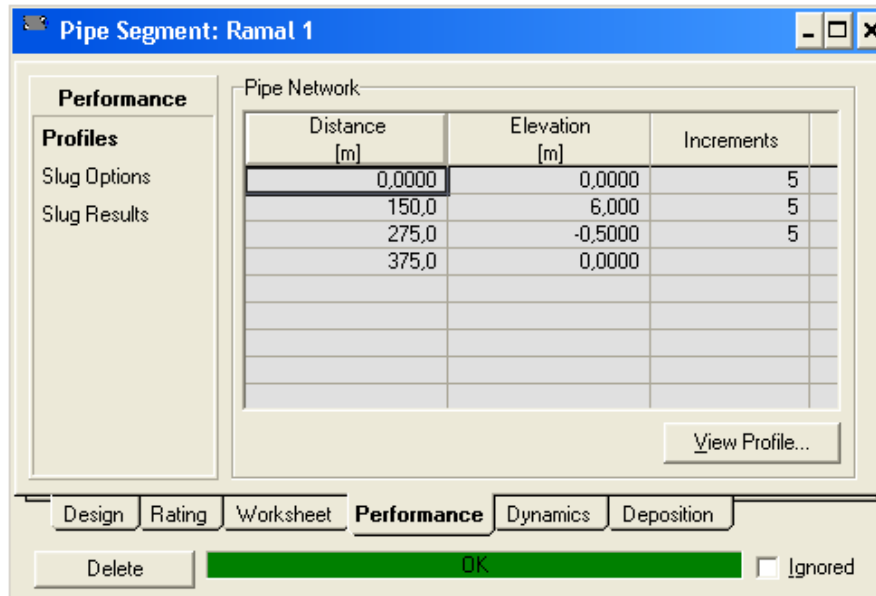
Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Ramal 7
Inlet	E3 Out
Outlet	R7 Out
Energy	R7-Q
Dimensiones	
Segmento 1	
Length/Equivalent Length	340 m
Elevation	(-) 13 m
Nominal Diameter	6in Schedule 40
Transferencia de calor	
Estimate the Inner, Outer and Pipe Wall HTC	
5°C Ambient temperature	

Fuente: Módulo 3

3.3.4 ANALIZANDO LOS RESULTADOS

1. Para ver los resultados hacemos doble clic en algún segmento, en el PFD y seleccionamos la pestaña **Performance**.

Figura 67 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Resultados línea 1



Fuente: Autor

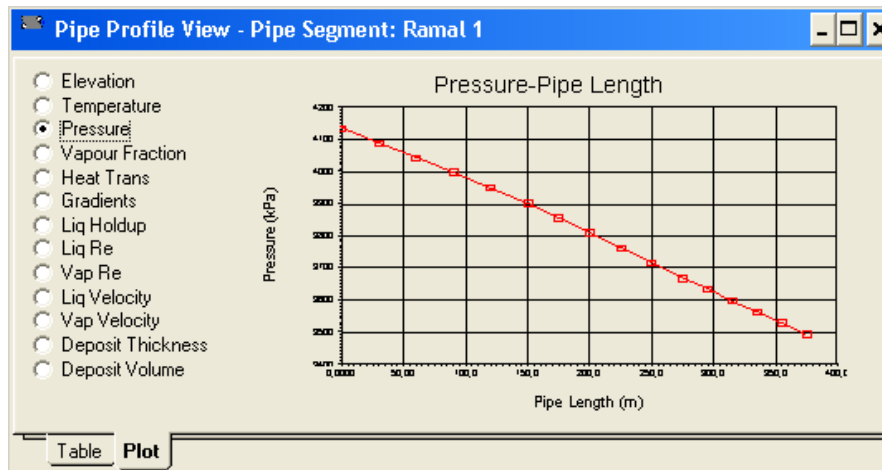
2. Damos clic en **View Profile** y podemos ver los resultados en forma tabular (pestaña **Table**) y en forma gráfica (pestaña **Plot**).

Figura 68 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Resultados tabulares línea 1

Length [m]	Elevation [m]	Pressure [kPa]	Temperature [C]	Vap. Frac.	Heat Transferred [kJ/h-m]
0,000	0,00000	4135,00	40,0000	0,919057	
30,000	1,20000	4089,50	39,7502	0,919223	35,0913
60,000	2,40000	4043,46	39,4964	0,919396	34,8350
90,000	3,60000	3996,84	39,2385	0,919576	34,5747
120,000	4,80000	3949,62	38,9763	0,919763	34,3100
150,000	6,00000	3901,79	38,7097	0,919957	34,0407
175,000	4,70000	3856,20	38,4654	0,920164	33,7952
200,000	3,40000	3809,97	38,2165	0,920379	33,5439
225,000	2,10000	3763,08	37,9627	0,920602	33,2876
250,000	0,800000	3715,50	37,7039	0,920832	33,0263
275,000	-0,500000	3667,20	37,4397	0,921072	32,7594

Fuente: Autor

Figura 69 Sistemas de transporte de fluidos hidrocarburos - Resultados gráficos línea 1



Fuente: Autor

3.4 COMPRESIÓN EN DOS ETAPAS

3.4.1 TALLER

En este ejemplo se muestra una aplicación de la operación reciclo (**Recycle**). El gas de alimento entra a la planta a 35°C y 1725 Kpa. El gas de descarga es entregado a 6900 Kpa, y será comprimido en dos etapas. Cada etapa consiste de un separador, un compresor y un enfriador. Los líquidos de cada separador

serán reciclados hacia el separador previo, una vez se haya reducido la presión.

3.4.2 OBJETIVOS

- Simular estaciones compresoras de múltiples etapas.
- Usar la operación reciclo (**Recycle**) en Aspen HYSYS.
- Seleccionar los puntos más convenientes para ubicar los reciclos.

3.4.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

Definición de las bases de la simulación

Se usará la ecuación de Peng-Robinson con los siguientes compuestos.

Tabla 20 Compresión en dos etapas - Lista de Compuestos

Lista de compuestos	
Nitrogen	i-Butane
CO ₂	n-Butane
Methane	i-Pentane
Ethane	n-Pentane
Propane	n-Hexane

Fuente: Módulo 4

Inicio de la simulación


Se agrega una corriente de materia  con los datos de la tabla.

Tabla 21 Compresión en dos etapas - Características corriente

Celda	Ingresar
Name	A compresión
Temperature	35°C
Pressure	1725 Kpa
Molar Flow	5000 kgmole/h
Compuesto	Fracción Molar
Nitrogen	0,0075
CO ₂	0,0147
Methane	0,5069
Ethane	0,1451
Propane	0,0725
i-Butane	0,0652
n-Butane	0,0578
i-Pentane	0,0515
n-Pentane	0,0431
n-Hexane	0,0357

Fuente: Módulo 4

Construya la simulación sin operaciones de reciclo


1. Se instala un mezclador  con los valores de la tabla.

Tabla 22 Compresión en dos etapas - Mezclador 1

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Mezclador 1
Inlet	A compresión
Outlet	A Sep. Baja Presión
Parámetros	
Pressure Assignment	Equalize All

Fuente: Módulo 4


2. Adicione un separador  con la siguiente información.

Tabla 23 Compresión en dos etapas - Separador 1

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Sep. Baja Presión
Inlet	A Sep. Baja Presión
Vapour Outlet	Vap. Sep. Baja Presión
Liquid Putlet	Liq. Sep. Baja Presión

Fuente: Módulo 4


3. Adicione un compresor  con los datos de la tabla.

Tabla 24 Compresión en dos etapas - Compresor 1

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Etapas 1
Inlet	Vap.Sep. Baja Presión
Outlet	Salida Etapas 1
Energy	Etapas 1 HP
Parámetros	
Adiabatic Efficiency	75%
Worksheet	
Salida Etapas 1, Pressure	3450 Kpa

Fuente: Módulo 4

4. Instale un enfriador  con la información de la tabla.

Tabla 25 Compresión en dos etapas - Enfriador 1

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Cooler Etapa 1
Inlet	Salida Etapa 1
Outlet	Salida Cooler 1
Energy	Etapa 1 Q
Parámetros	
Pressure Drop	0 Kpa
Worksheet	
Salida Cooler 1, Temperature	50°C

Fuente: Módulo 4


5. Agregue un mezclador  con los datos de la tabla.

Tabla 26 Compresión en dos etapas - Mezclador 2

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Mezclador 2
Inlet	Salida Cooler 1
Outlet	A Sep. Presión media
Parameters	
Pressure Assignment	Equalize All

Fuente: Módulo 4


6. Agregue un separador  según la tabla.

Tabla 27 Compresión en dos etapas - Separador 2

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Sep. De Media
Inlet	A Sep. Presión media
Vapour Outlet	Vap. Sep. Media
Liquid Outlet	Liq. Sep. Media

Fuente: Módulo 4

7. Instale una válvula  con la información de la tabla.

Tabla 28 Compresión en dos etapas - Válvula 1

Celda	Introducir
Conexiones	
Name	Válvula reductora 1
Inlet	Liq. Sep. Media
Outlet	Salida Reducción 1
Worksheet	
Salida Reducción, Pressure	1725 Kpa

Fuente: Módulo 4

8. Agregue un compresor  con los valores de la tabla.

Tabla 29 Compresión en dos etapas - Compresor 2

Celda	Introducir
Conexiones	
Name	Etapa 2
Inlet	Vap. Sep. Media
Outlet	Salida Etapa 2
Energy	Etapa 2 HP
Parámetros	
Addiabatic Efficiency	75%
Worksheet	
Salida Etapa 2, Pressure	6900 Kpa

Fuente: Módulo 4

9. Instale un enfriador  con los valores de la tabla.

Tabla 30 Compresión en dos etapas - Enfriador 2

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Etapa 2 Cooler
Inlet	Salida Etapa 2
Outlet	Salida Cooler 2
Energy	Etapa 2 Q
Parámetros	
Pressure Drop	0 Kpa
Worksheet	
Salida Cooler 2, Temperature	50°C

Fuente: Módulo 4


10. Agregue un separador  según la información de la tabla.

Tabla 31 Compresión en dos etapas - Separador 3

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Sep. Alta presión
Inlet	Salida Cooler 2
Vapour Outlet	Vap. Sep. Alta
Liquid Outlet	Liq. Sep. Alta

Fuente: Módulo 4

11. Instale una válvula  con la información de la tabla.

Tabla 32 Compresión en dos etapas - Válvula 2

Celda	Introducir
Conexiones	
Name	Válvula reductora 2
Inlet	Liq. Sep. Alta
Outlet	Salida Reducción 2
Worksheet	
Salida Reducción 2, Pressure	3450 Kpa


Fuente: Módulo 4

Operación reciclo (Recycle)

La operación **Recycle** es usada cuando una corriente aguas abajo se mezcla con una corriente aguas arriba en el proceso. La operación **Recycle** realiza un proceso iterativo para resolver el caso.

La operación Recycle es necesaria únicamente en simulaciones en estado estable. En el estado dinámico es posible regresar una corriente producto hacia un equipo instalado aguas arriba si necesidad de usar la operación **Recycle**.

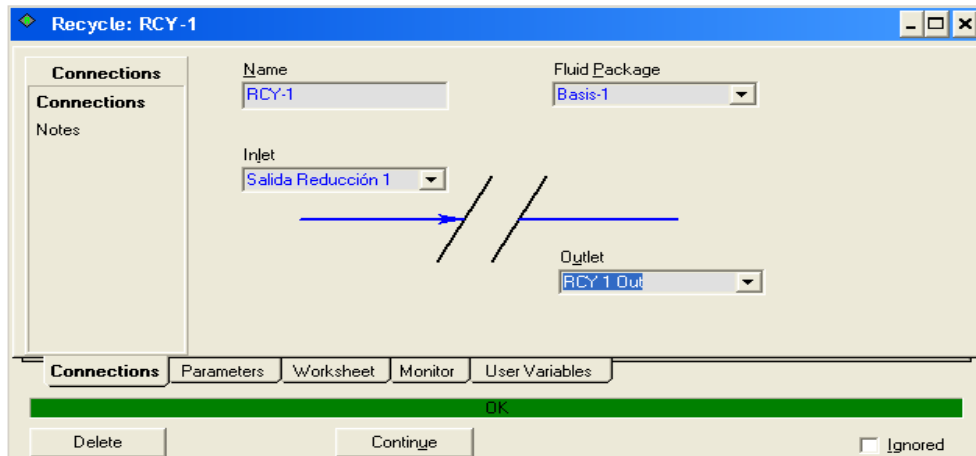
Instalación del (Recycle)

1. De clic en el ícono **Recycle** , ahora puede arrastrarlo, para ubicarlo en el PFD, de un segundo clic.



2. Haga doble clic sobre el ícono **RCY-1** para poder configurarlo, complete los datos como se muestra en la imagen.

Figura 70 Compresión en dos etapas - Configuración Recycle 1



Fuente: Autor

3. Ubíquese en la pestaña **Parameters** y seleccione **Numerical**.

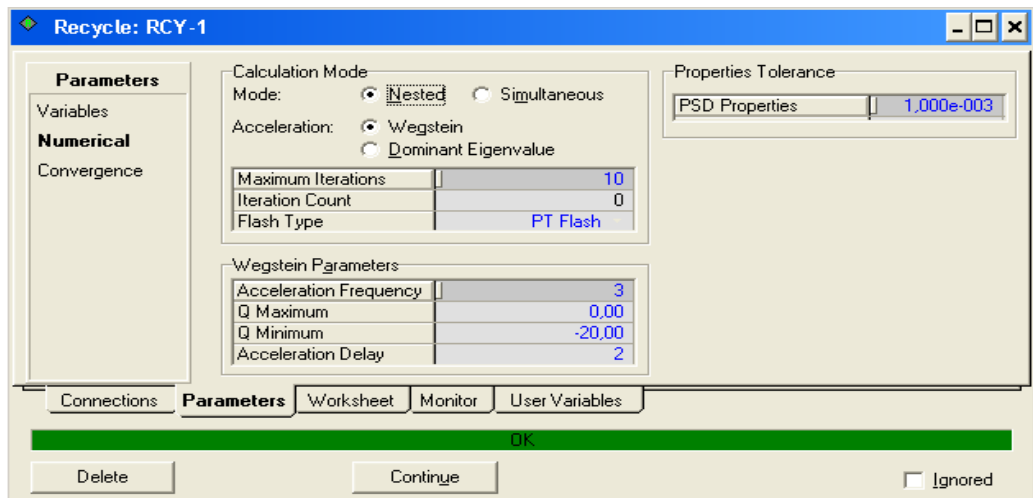
La opción **Nested** se usa cuando hay un único reciclo o cuando se tienen reciclos que no están conectados entre sí.

La opción **Simultaneous** se usa cuando hay múltiples reciclos interconectados.

En este caso se debe usar la opción **Nested**.

4. En **Calculation Mode**, marque **Nested**.

Figura 71 Compresión en dos etapas - Configuración Recycle 1



Fuente: Autor

5. Instale un segundo **Recycle con la siguiente información.**

Tabla 33 Compresión en dos etapas - Recycle 2

Celda	Introducir
Conexiones	
Inlet	Salida Reducción 2
Outlet	Salida RCY 2

Fuente: Módulo 4

6. Conecte la corriente Salida RCY 1 como alimento del Mezclador 1
7. Conecte la corriente Salida RCY 2 como alimento del Mezclador 2

3.5 SIMULACIÓN DE SEPARADORES REALES

3.5.1 TALLER

El taller se centrará en la simulación imperfecta en un separador trifásico (gas-agua-aceite).

Se verá además el uso de un demister como elemento de separación secundaria cuyo objetivo es disminuir el arrastre del líquido en el gas.

3.5.2 OBJETIVOS

- Tener en cuenta el efecto del arrastre de líquido en los problemas de diseño de separadores.

- Calcular el arrastre con base en la geometría del recipiente y las condiciones de entrada, a partir del uso de diferentes correlaciones básicas.
- Simular un elemento de salida para reducir el arrastre en el vapor de salida.

3.5.3 CORRELACIONES PARA EL CÁLCULO DE SEPARADORES REALES EN ASPEN HYSYS

Existen tres modelos de correlaciones en Aspen HYSYS: Genéricas, recipientes horizontales y **ProSeparatorTM**.

Correlaciones genéricas

Estas correlaciones deben ser usadas cuando el único criterio disponible es el tamaño de gota crítico. El usuario debe definir la división a la entrada y los parámetros de Rossin Ramler, estos se usan para calcular la dispersión primaria. El arrastre se calcula asumiendo que todas las gotas más pequeñas que el tamaño de gota crítico es arrastrado.

Correlaciones para recipientes horizontales

Simulan los fenómenos que ocurren en los separadores horizontales trifásicos. La dispersión primaria se calcula con la eficiencia a la entrada y los parámetros de Rossin Ramler suministrados por el usuario. El arrastre se calcula en base a las velocidades de asentamiento del recipiente. Cada fase tiene un tiempo de residencia en el recipiente. Una gota será arrastrada si no regresa a su fase inicial en el tiempo disponible.

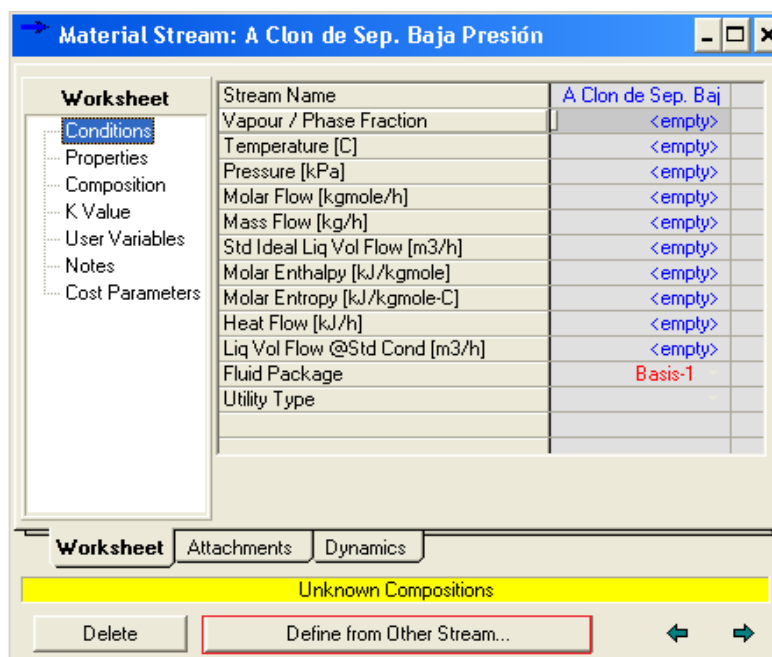
Correlaciones ProSeparatorTM.

Realizan cálculos rigurosos, aunque presenta limitaciones en el cálculo del arrastre del gas en el líquido. Esta correlación solo calcula el arrastre en el gas, es decir, cantidad de líquidos livianos y pesados en el gas. No hay cálculo de arrastre para las fases líquidas. La dispersión de fases se calcula con las condiciones de flujo a la entrada y el diámetro de la tubería de entrada. El arrastre se calcula basado en el tamaño crítico de gota, este tamaño crítico de gota no es especificado por el usuario, es calculado por HYSYS.

3.5.4 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

1. Abra el caso compresión en dos etapas.
2. Cree una corriente de material llamada **A Clon de Sep. Baja Presión**.
3. Haga doble clic sobre la corriente **A Clon de Sep. Baja Presión** y de clic en **Define from Other Stream**.

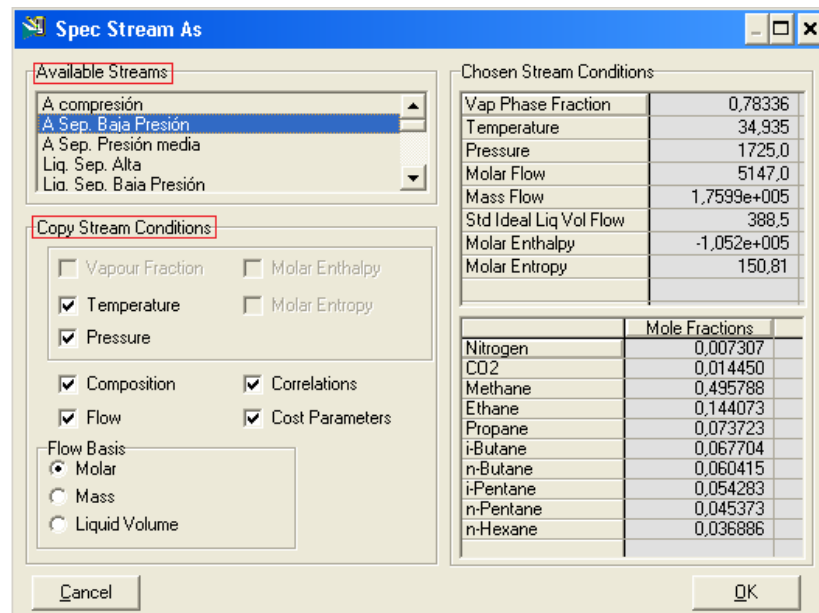
Figura 72 Simulación de separadores reales - Características corriente



Fuente: Autor

4. En la lista de **Available Streams** seleccione **A Sep. Baja Presión**.
5. En **Copy Stream Conditions** seleccione todas y haga clic en **Ok**.

Figura 73 Simulación de separadores reales - Características corriente



Fuente: Autor


6. Agregue el agua al paquete de fluido.
7. Cree una corriente de material llamada **Agua** y especifique su temperatura y presión igual a la corriente **A Clon de Sep. Baja Presión**, establezca un **Mass Flow** de 4000 Kg/h y establezca una fracción molar de 1 en H₂O.
8. Agregue un mezclador  con la información de la tabla.

Tabla 34 Simulación de separadores reales - Mezclador 1

Celda	Ingreso
Conexiones	
Nombre	MIX-100
Entradas	A Clon de Sep. Baja Presión y Agua
Salida	Alimento
Parámetros	
Pressure Assignment	Set Outlet to Lowest Inlet

Fuente: Módulo 5

9. Adicione un **3-Phase Separator**  según la tabla.

Tabla 35 Simulación de separadores reales - Separador trifásico 1

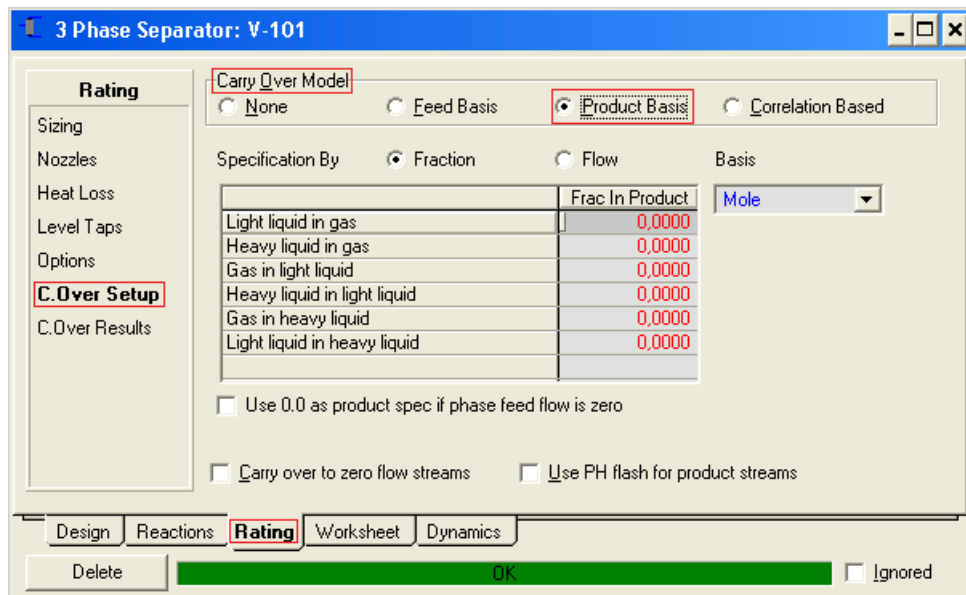
Celda	Ingreso
Conexiones	
Nombre	V-101
Entradas	Alimento
Vapour	Vapor
Light Liquid	Líquido liviano
Heavy Liquid	Líquido pesado

Fuente: Módulo 5

En el **Worksheet** se ve que la fracción de vapor en la corriente **Vapor** es 1, lo que indica una separación ideal.

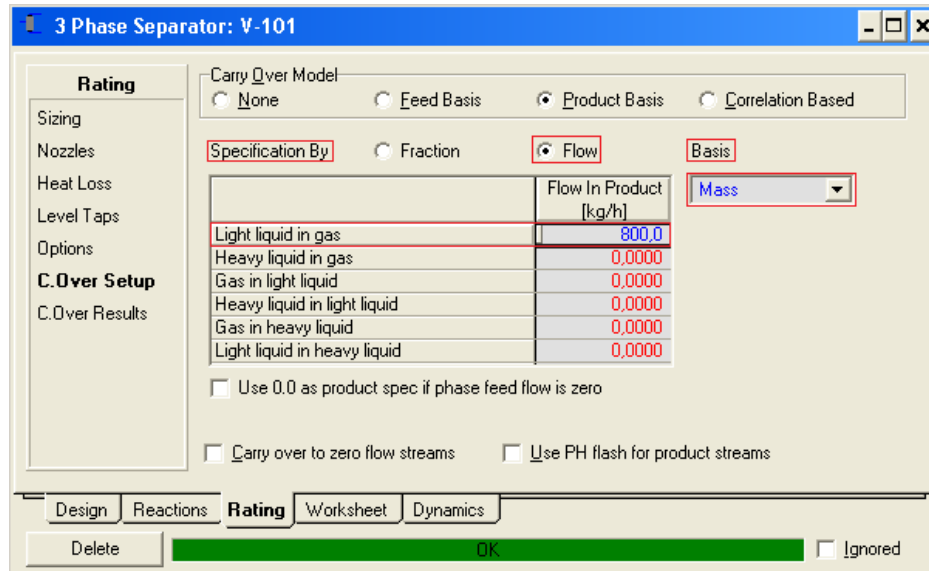
1. Sobre la pestaña **Rating**, seleccione **C.Over Setup**, en **Carry Over Model** seleccione **Product Basis**.

Figura 74 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico



2. En **Specification By** seleccione **Flow**, en **Basis** seleccione **Mass**. y en flujo ingrese 800 kg/h para el **Light liquid in gas**.

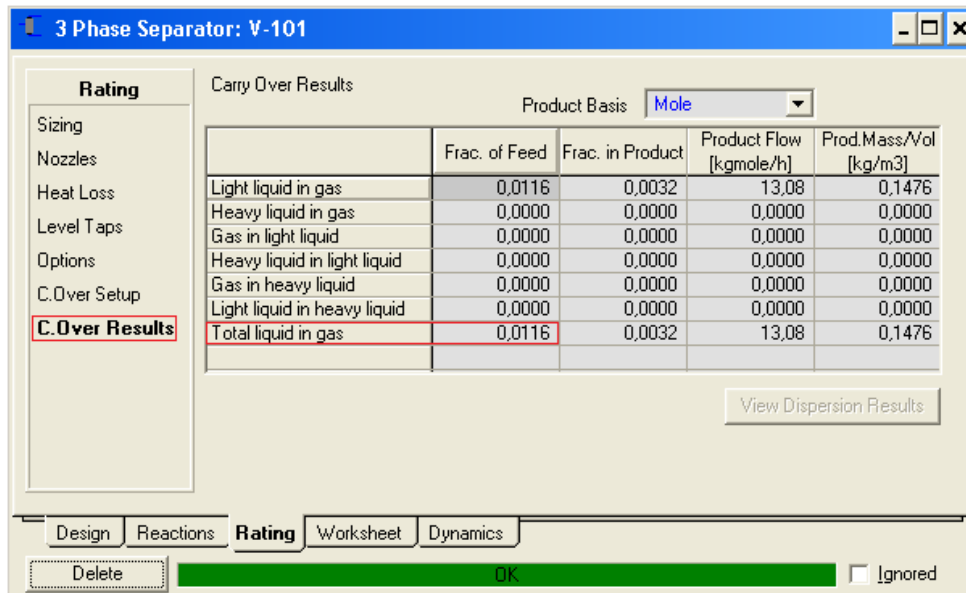
Figura 75 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico



Fuente: Autor

Si se ubica en la pestaña **C.Over Results** puede observar que hay una fracción de líquido en el gas. Como se muestra en la figura.

Figura 76 Simulación de separadores reales - Resultados arrastre

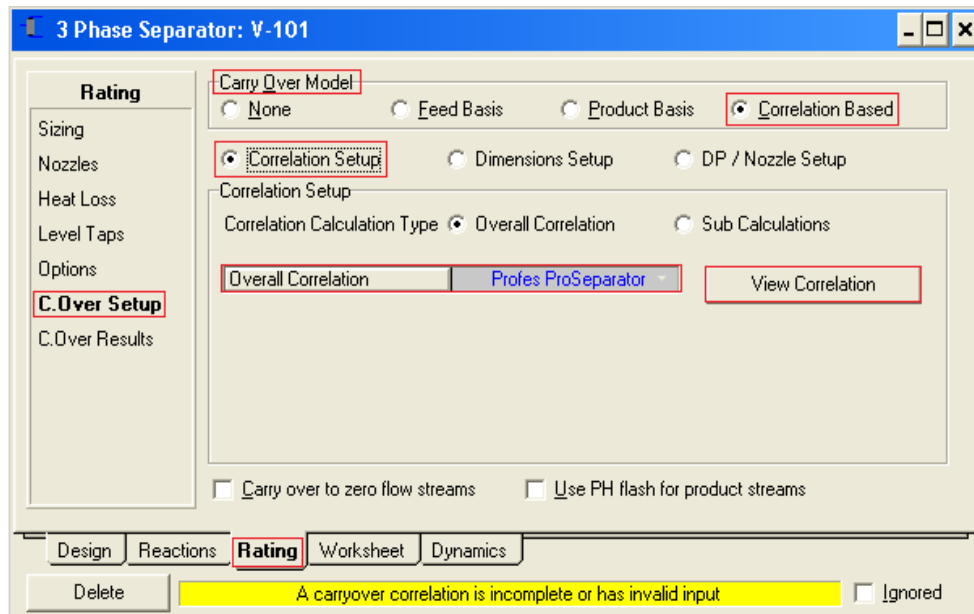


Fuente: Autor

Usando correlaciones de arrastre

1. En la pestaña **Rating** seleccione **C.Over Setup**. En **Carry Over Model** seleccione **Correlation Based**. Teniendo seleccionado **Correlation Setup** en **Overall Correlation** seleccione **Profes ProSeparator**. De clic en **View Correlation** para ingresar los parámetros de entrada y separación.

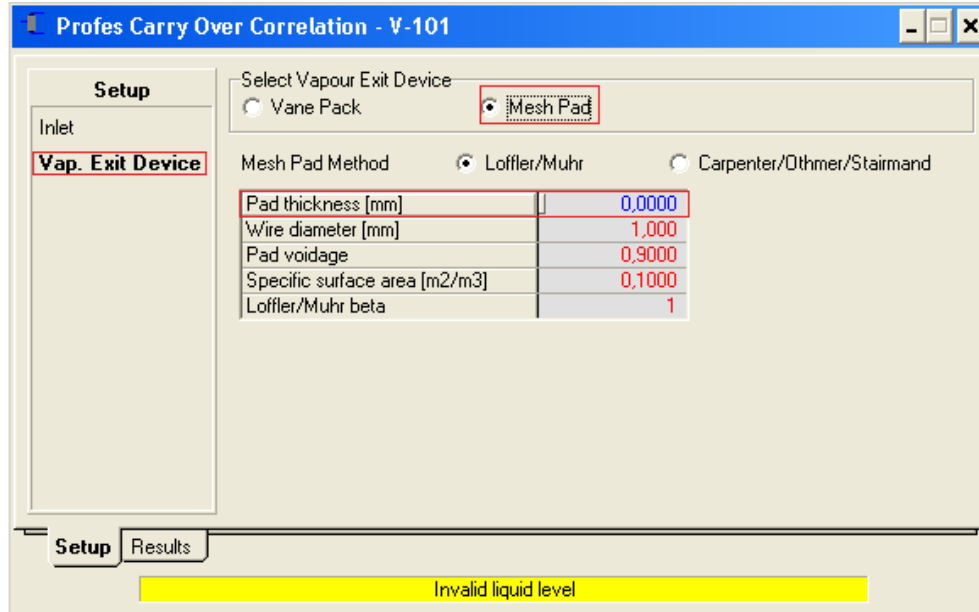
Figura 77 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico



Fuente: Autor

2. En **Vap Exit Device** seleccione **Mesh Pad**, en **Pad thickness** seleccione 0. Ya que no se tiene un aparato de salida.

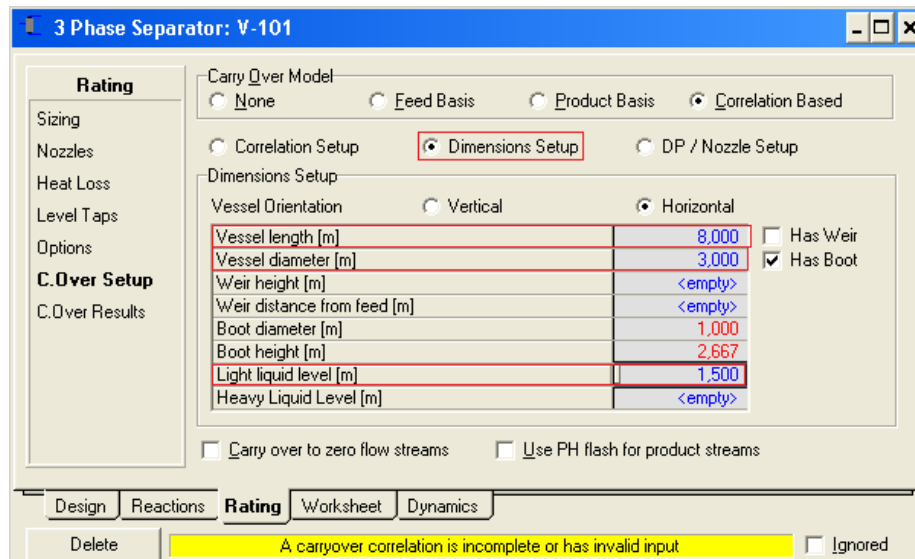
Figura 78 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico



Fuente: Autor

3. Seleccione **Dimensions Setup** e ingrese las dimensiones del recipiente: **Vessel length 8m, vessel diameter 3m, light liquid level 1,5 m**

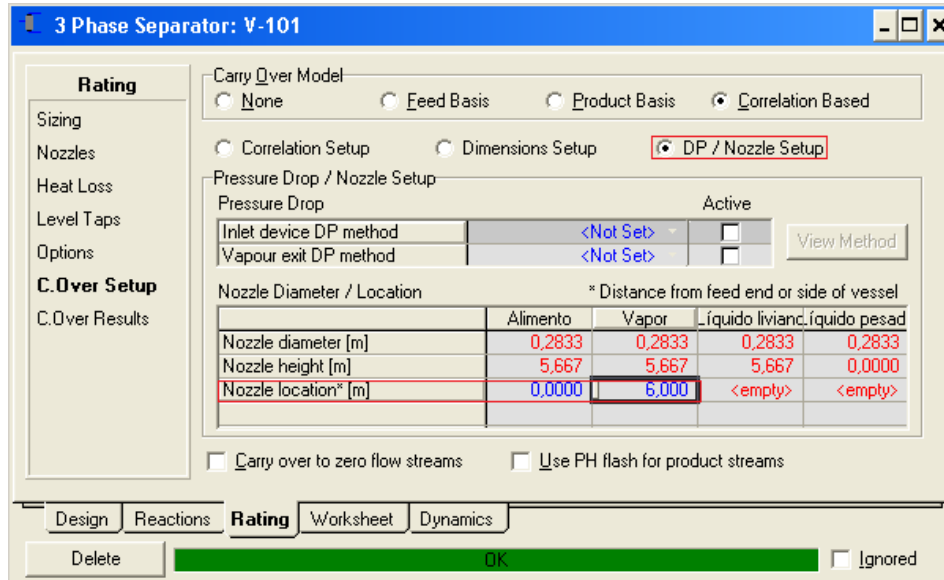
Figura 79 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico



4. Seleccione **DP/Nozzle Setup** e ingrese los valores para la ubicación de las boquillas: en **Nozzle location** (es la distancia horizontal o radial

desde la ubicación del alimento). Ingrese 0 m en **Alimento** y 6 m en **Vapor**.

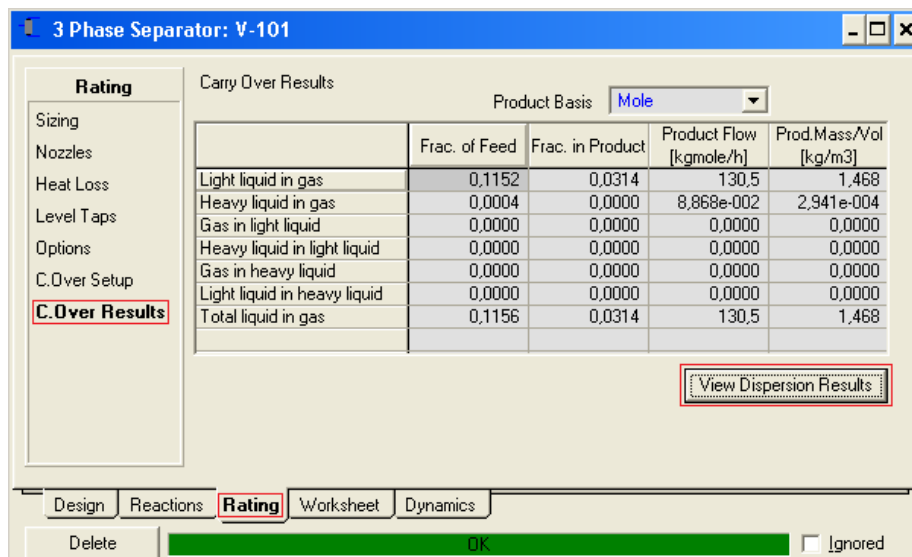
Figura 80 Simulación de separadores reales - Configuración separador trifásico



Fuente: Autor

En el **worksheet** puede ver la fracción de vapor. Para ver los resultados de arrastre seleccione la pestaña **Rating**, en **C. Over Results** de clic a **View Dispersion Results**. Ahora puede ver los resultados del arrastre en forma tabular y gráfica.

Figura 81 Simulación de separadores reales - Resultados arrastre

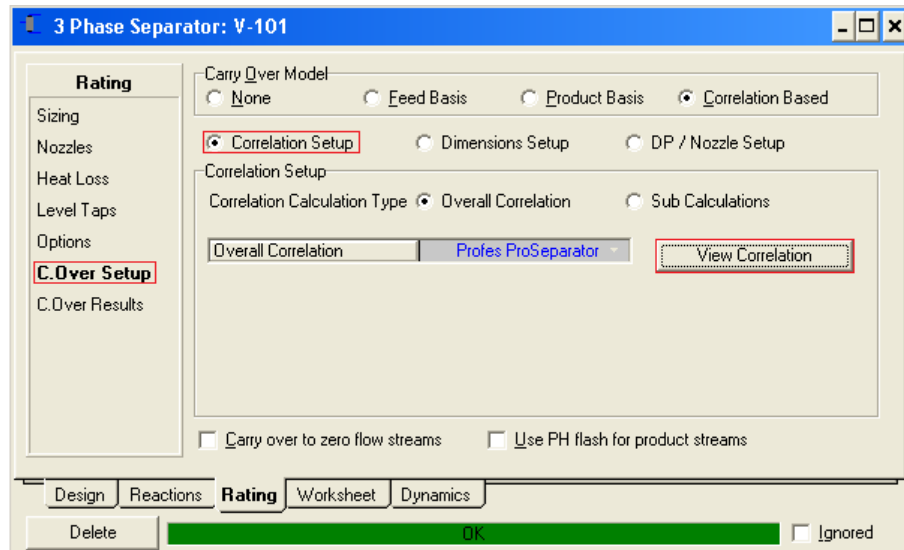


Fuente: Autor

Tamaño crítico de gota

1. Ubíquese en la pestaña **Rating**, seleccione **C. Over Setup**. Seleccione **Correlation Setup** y de clic en **View Correlation**.

Figura 82 Simulación de separadores reales - Resultados arrastre



Fuente: Autor

2. En la pestaña **Results** seleccione **Gas/Liq Sep'n**, allí puede ver el tamaño crítico de gota.

Figura 83 Simulación de separadores reales - Resultados arrastre

The screenshot shows a software window titled "Profes Carry Over Correlation - V-101". On the left, there is a sidebar with a "Performance" section containing a tree view with "Gas/Liq Sep'n" selected. The main area displays "Gas/Liq. Separation Results" in a table format. At the bottom, there are "Setup" and "Results" tabs, with "Results" being the active tab. A green "Ok" button is visible at the very bottom.

Gas/Liq. Separation Results	
Vessel cross sectional area [m2]	7,069
Cross sectional area for gas flow [m2]	7,069
Effective nozzle location [m]	0,0000
Effective nozzle height [m]	5,667
Critical drop size - Light liquid [mm]	8,304e-002
Critical drop size - Heavy liquid [mm]	5,975e-002
Effective Len / Diam ratio	2,000
Light liquid Act.Vol. flow after separation [m3/h]	13,97
Heavy liquid Act.Vol. flow after separation [m3/h]	1,596e-003

Fuente: Autor

Adicionando un aparato de separación secundaria

1. En la pestaña **Rating** seleccione **C.Over Setup**.
2. Seleccione **Correlation Setup** y de clic en **View Correlation**.

Figura 84 Simulación de separadores reales - Configuración separación secundaria

The screenshot shows a software window titled "3 Phase Separator: V-101". The "Rating" tab is active in the sidebar. The "Carry Over Model" section has "Correlation Based" selected. Under "Correlation Setup", "Correlation Setup" is selected, and "Overall Correlation" is chosen for the "Correlation Calculation Type". A "View Correlation" button is highlighted with a red box. At the bottom, there are tabs for "Design", "Reactions", "Rating", "Worksheet", and "Dynamics", with "Rating" being the active tab. A green "Ok" button and an "Ignored" checkbox are also visible.

Fuente: Autor

3. En la pestaña **Setup** seleccione **Vap.Exit Device**. En **Select Vapour Device** seleccione **Mesh Pad** e ingrese un valor de 150 mm en **Pad Thickness** (espesor de la malla).

Puede ver que el arrastre disminuye significativamente al agregar la separación secundaria.

3.6 ENDULZAMIENTO DE GAS ÁCIDO CON DEA

3.6.1 TALLER

En este taller se simulará una planta típica de endulzamiento de gas ácido.

3.6.2 OBJETIVOS

- Simular torres de amina en Aspen HYSYS.
- Suministrar las dimensiones de los platos para calcular las eficiencias de los componentes en torres de amina.
- Usar la operación lógica **SET**.
- Usar el **Spreadsheet**.

3.6.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

Se agrega el paquete **Amine Pkg** con los siguientes compuestos:

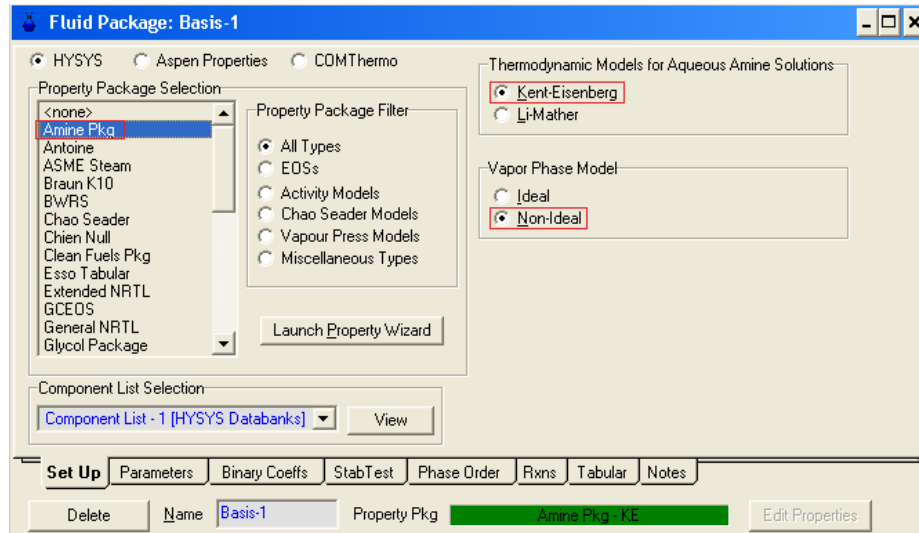
Tabla 36: Endulzamiento de gas ácido con DEA - Lista de Compuestos

Lista de compuestos	
Nitrogen	i-Butane
H ₂ S	n-Butane
CO ₂	i-Pentane
Methane	n-Pentane
Ethane	n-Hexane
Propane	H ₂ O
	DEAmine

Fuente: Módulo 6

Se usan los modelos **Kent-Eisenber** y **Non Ideal**.

Figura 85 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración paquete de fluido



Fuente: Autor

Adicionando las corrientes de alimento

1. Adicione una corriente de alimento para el gas de entrada con los valores de las tablas

Tabla 37 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Propiedades Gas Agrio

Celda	Ingreso
Name	Gas Agrio
Temperature	25°C
Pressure	6900 Kpa
Molar Flow	1250 kgmole/h

Compuesto	Mole Fraction
Nitrogen	0,0016
H ₂ S	0,0172
CO ₂	0,0413
Methane	0,8692
Ethane	0,0393
Propane	0,0093
i-Butane	0,0026
n-Butane	0,0029
i-Pentane	0,0014
n-Pentane	0,0012
n-Hexane	0,0018
H ₂ O	0,0122
DEAmine	0

Fuente: Módulo 6

2. Adicione una segunda corriente de alimento

Tabla 38 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Propiedades DEA a T. Contactora

Celda	Ingrese
Name	DEA a T. Contactora
Temperature	35°C
Pressure	6850 Kpa
Std Ideal Liq Vol Flow	43 m ³ /h
Compuesto	Mass Fractions
H ₂ O	0,72
DEAmine	0,28

Fuente: Módulo 6

Asegúrese de ingresar la composición en fracción másica.

Adicionando unidades de operación


1. Agregue un separador  con la información de la tabla

Tabla 39 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Separador 1

Celda	Ingreso
Conexiones	
Name	FWKO TK
Inlet	Gas Agrio
Vapour Outlet	Gas a T. Contactora
Liquid Outlet	FWKO

Fuente: Módulo 6


2. La torre de contacto Gas-Amina se simula mediante un **Absorber**  complete la información según la tabla.

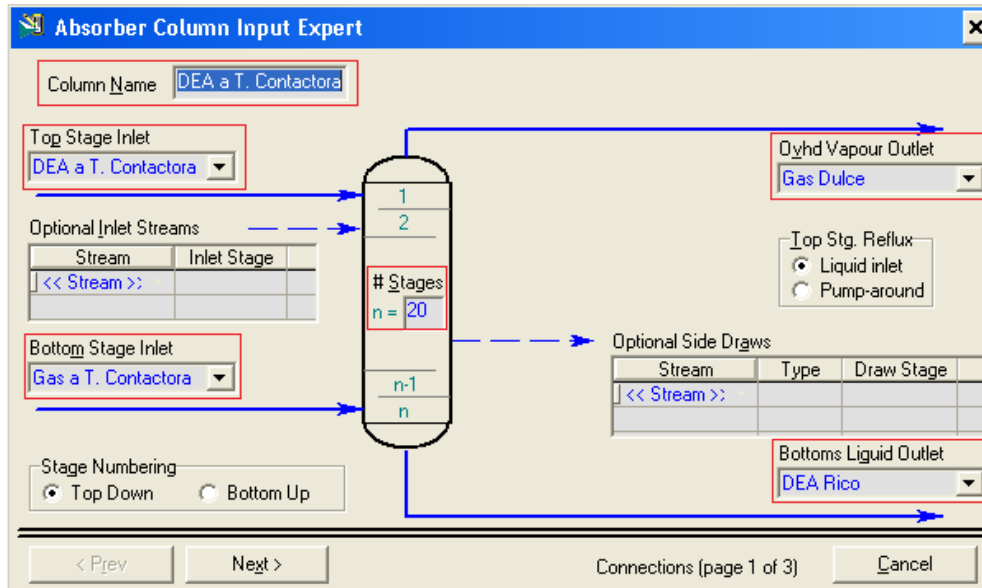
Tabla 40 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	DEA a T. Contactora
No- of Stages	20
Top Stage Inlet	DEA a T. Contactora
Bottom Stage Inlet	Gas a T. Contactora
Ovhd Vapour Outlet	Gas Dulce
Bottoms Liquid Outlet	DEA Rico
Presiones	
Top Stage Pressure	6850 Kpa
Bottom Stage Pressure	6900 Kpa
Estimados	
Top Temperature	40°C
Bottom Temperature	70°C

Fuente: Módulo 6

3. Guíese por la imagen. Una vez complete la tabla damos clic en **Next**.

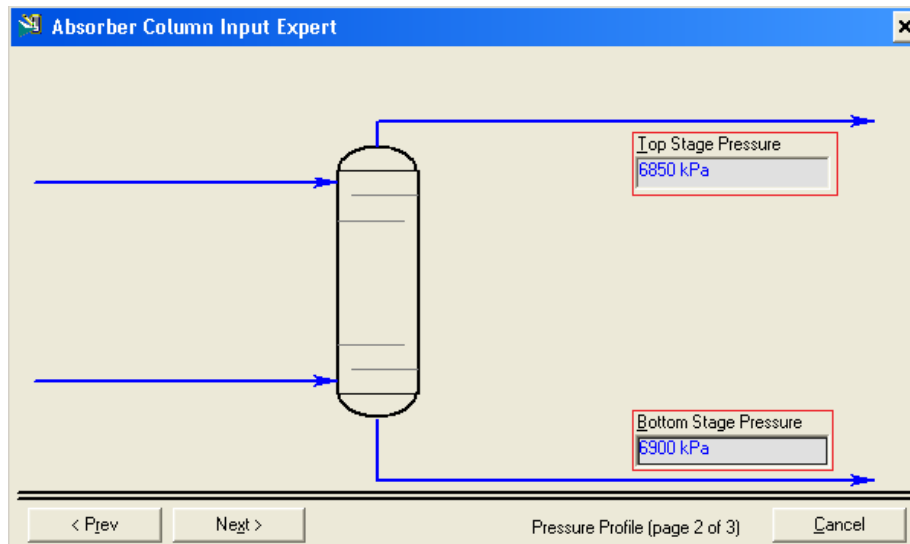
Figura 86 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina



Fuente: Autor

4. Complete la página como se muestra en la imagen. De clic en **Next**.

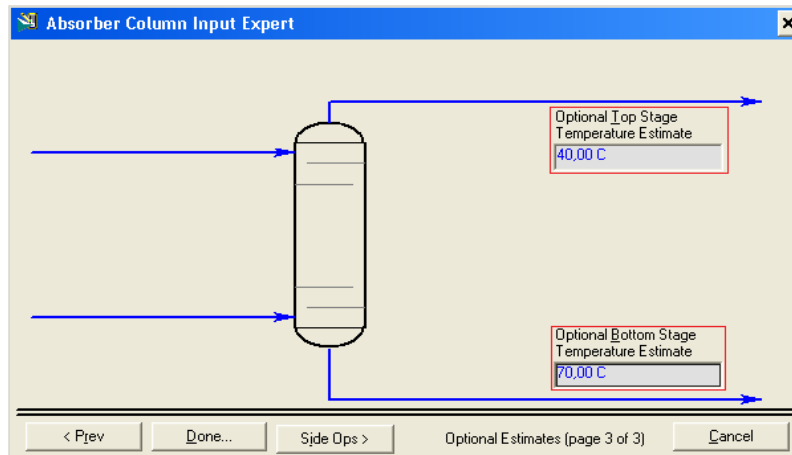
Figura 87 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina



Fuente: Autor

5. Complete la página según la imagen y de clic en **Done**.

Figura 88 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina



Fuente: Autor

6. Ubíquese en la pestaña **Parameters** y seleccione **Amines**.

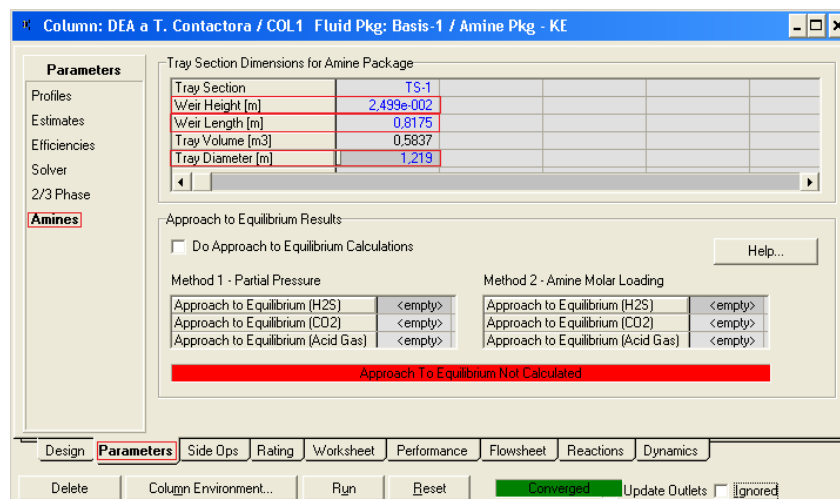
7. Ingrese los valores de la tabla y de clic en **Run**.

Tabla 41 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina

Weir Height	0,082 ft
Weir Length	3,3 ft
Diameter	4 ft

Fuente: Módulo 6

Figura 89 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración torre de contacto Gas-Amina



Fuente: Autor


8. Agregue una válvula  con la información de la tabla

Tabla 42 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Válvula 1

Celda	Ingreso
Conexiones	
Inlet	DEA Rico
Outlet	DEA a Flash TK
Worksheet	
Pressure DEA a Flash TK	620 Kpa

Fuente: Módulo 6


9. Agregue un separador  con la información de la tabla.

Tabla 43 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Separador 2

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Flash TK
Inlets	DEA a Flash TK
Vapour Outlet	Vap. Flash
Liquid Outlet	DEA Rico a Intercambiador

Fuente: Módulo 6

10. Agregue un intercambiador de calor  con los valores de la tabla.

Tabla 44 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración intercambiador de calor

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	InterCal P/R
Tube Side Inlet	DEA Rico a Intercambiador
Tube Side Outlet	Alimento a Regeneración
Shell Side Inlet	DEA Regenerado
Shell Side Outlet	DEA pobre de InterCal P/R
Parámetros	
Tube side Delta P	70 Kpa
Shell Side Delta P	70 Kpa
Heat Exchanger Model	Exchanger Design (Weighted)
Worksheet	
Alimento a Regeneración, Temperature	95 °C

Fuente: Módulo 6


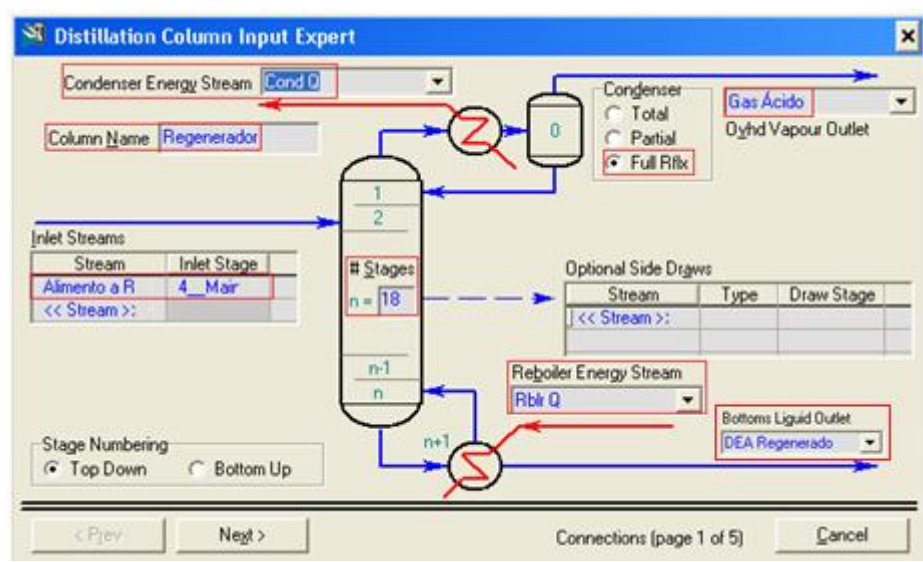
11. Agregue una columna de destilación  y complete la página como se muestra en la figura. De clic en **Next** hasta llegar a la página **Pressure Profile**.

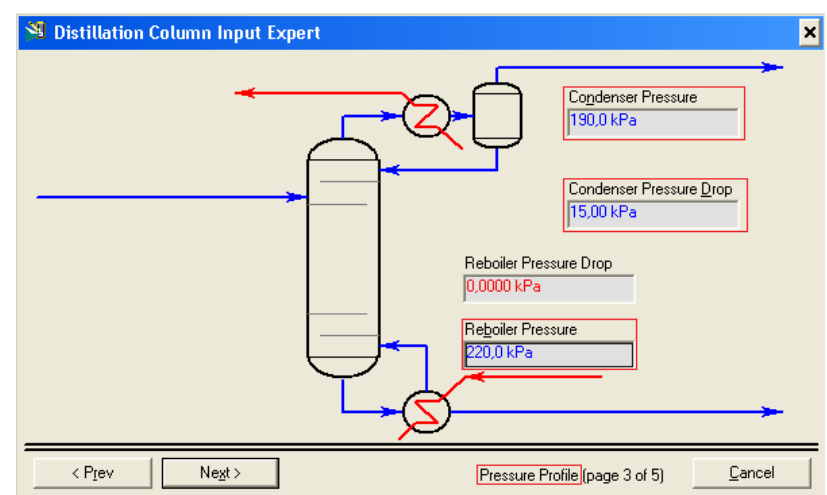
Figura 90 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación



Fuente: Autor

12. Complete la página como se muestra en la imagen. De clic en **Next**.

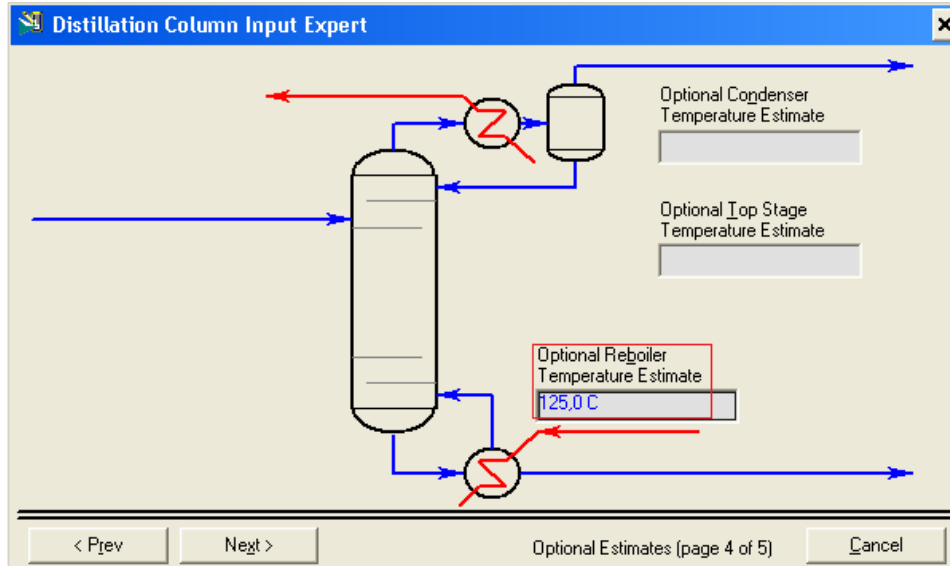
Figura 91 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación



Fuente: Autor

13. Configure la página como se muestra en la imagen. De clic en **Next** y después de clic en **Done**.

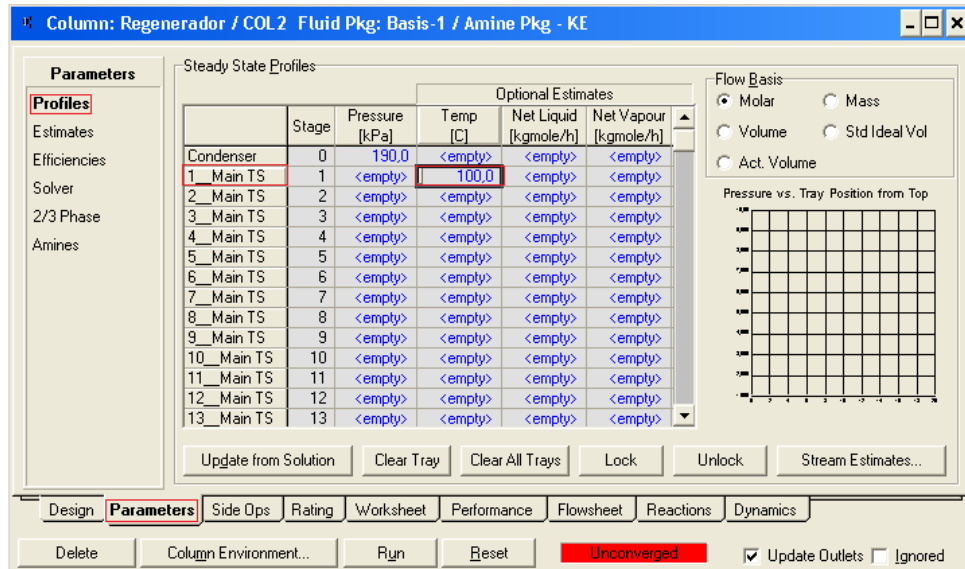
Figura 92 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación



Fuente: Autor

14. En la pestaña **Parameters**, seleccione **Profiles** e ingrese un valor de 100°C en 1_Main TS.

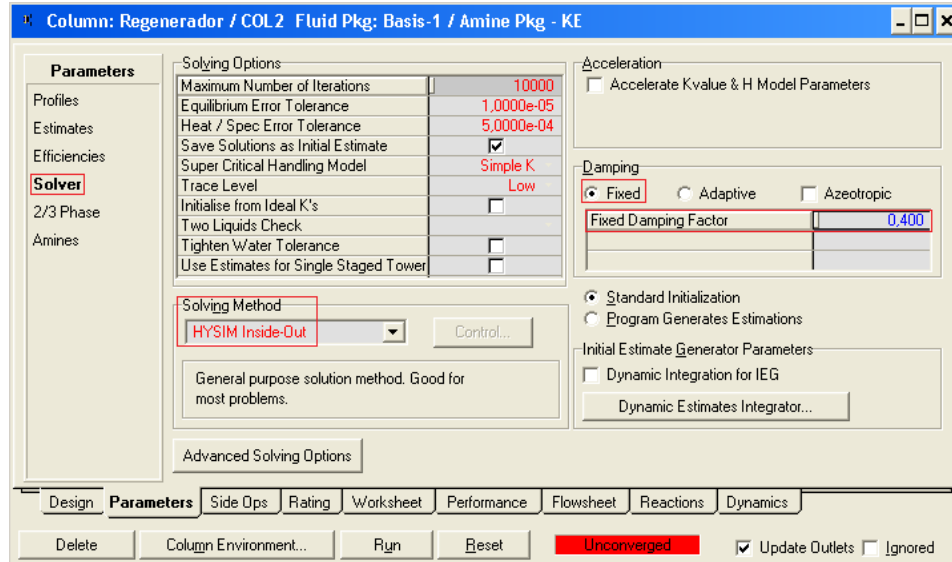
Figura 93 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación



Fuente: Autor

15. Ahora seleccione **Solver** y complete la página como se muestra en la figura.

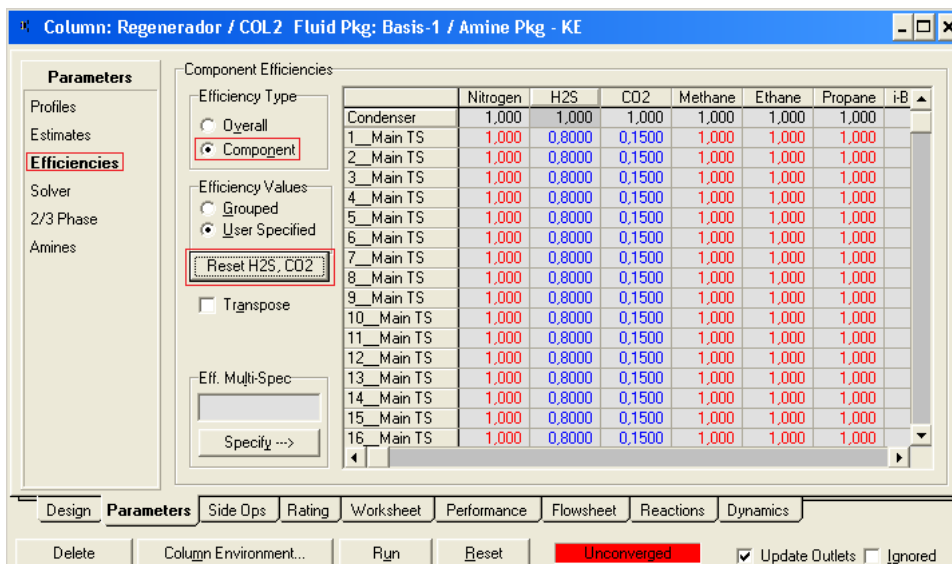
Figura 94 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación



Fuente: Autor

16. Seleccione **Efficiencias** y complete la página como se muestra, de clic en **Reset H2S, CO2** para poder modificar su valor a 0,8 para el H2S y 0,15 para el CO2.

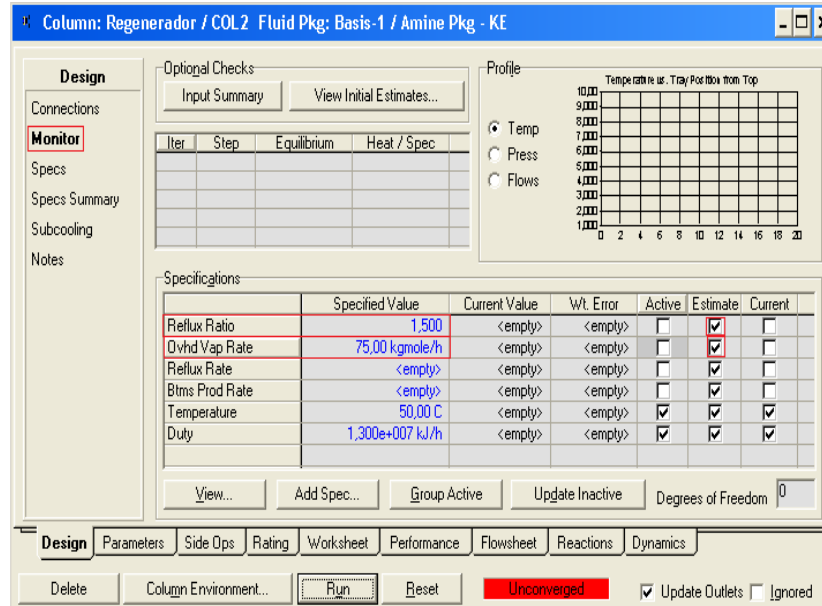
Figura 95 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación



Fuente: Autor

17. A continuación seleccione **Monitor** y complete la página como se muestra en la imagen.

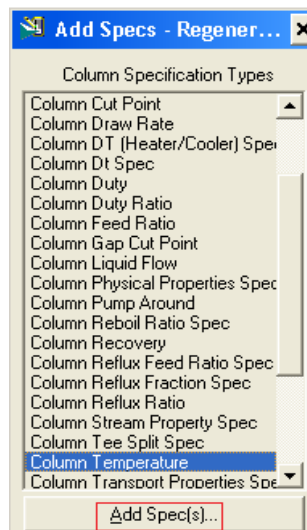
Figura 96 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación



Fuente: Autor

18. Para agregar la celda **Temperature**, de clic en **Add Spec**, se desplegará una lista de la cual debe seleccionar **Column temperature** y de clic en **Add Spec**.

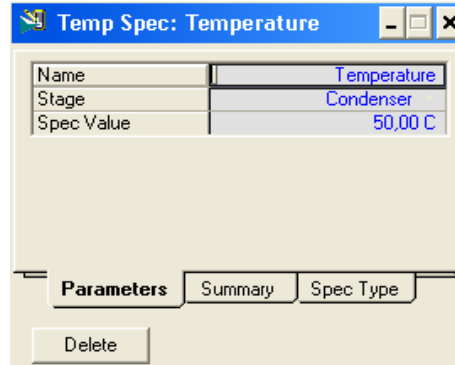
Figura 97 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación



Fuente: Autor

19. En **Stage** seleccione **Condenser**, ingrese una temperatura de 50°C y cierre la ventana.

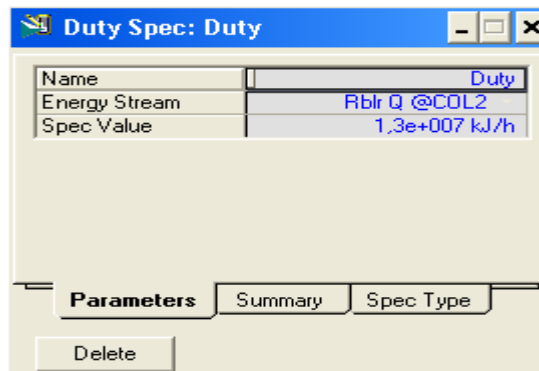
Figura 98 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación



Fuente: Autor

20. Agregue **Column Duty** e ingrese un valor de $1.3 \cdot 10^7$ KJ/h para el **Reboiler**.

Figura 99 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración columna de destilación



Fuente: Autor

21. Agregue una corriente de materia con la información de la tabla

Tabla 45 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Corriente Restitución H2O

Celda	Ingreso
Name	Restitución H2O
Temperature	25°C
Compuesto	Fracción Molar
H2O	1

Fuente: Módulo 6

22. Agregue un mezclador con la información de la tabla

Tabla 46 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Mezclador 1

Celda	Ingresar
Conexiones	
Inlets	Restitución H2O
	DEA pobre de InterCal P/R
Outlet	DEA a Enfriamiento
Parámetros	
Pressure Assignment	Equalize All
Worksheet	
Std Ideal Liq Vol Flow, DEA a Enfriamiento	43 m3/h

Fuente: Módulo 6


23. Agregue un Cooler  con la información de la tabla.

Tabla 47 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Cooler 1

Celda	Ingrese
Conexions	
Name	Cooler
Inlet	DEA a Enfriamiento
Outlet	DEA a Bomba
Energy	Cooler Q
Parameters	
Delta P	35 Kpa

Fuente: Módulo 6

24. Agregue una bomba  con la información de la tabla.

Tabla 48 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Bomba 1

Celda	Ingreso
Conexiones	
Inlet	DEA a Bomba
Outlet	DEA a Reciclo
Energy	Pump Q
Worksheet	
Temperature, DEA a Reciclo	35°C
Pressure, DEA a Reciclo	6866 Kpa

Fuente: Módulo 6

Agregando operaciones lógicas


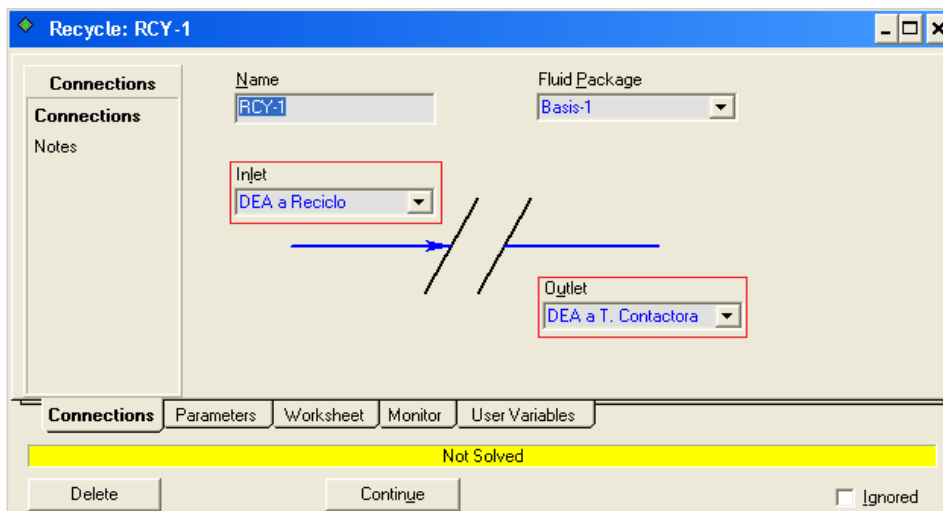
1. Agregue un **Recycle**  y complete la página como se muestra en la imagen

Figura 100 Endulzamiento de gas ácido con DEA - Configuración Recycle



Fuente: Autor

3.7 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL CON TEG

3.7.1 TALLER

Generalmente los fluidos de yacimiento se encuentran saturados con agua. La presencia de agua podría ocasionar algunos problemas:

- La formación de hidratos sólidos podría taponar la tubería o los accesorios.
- La mezcla de agua con H₂S o CO₂ podría ocasionar problemas de corrosión.
- El agua se puede condensar en la tubería, ocasionando problemas de corrosión y erosión.

Por estas razones es necesaria una unidad de deshidratación. En este caso se empleará el glicol tri-etileno (TEG), usado para deshidratar gases cuando se requieren bajas temperaturas de rocío.

La especificación del punto de rocío para el gas seco es de -10 °C a 6200 Kpa.

3.7.2 OBJETIVOS

- Simular una planta típica de deshidratación con TEG.
- Determinar el punto de rocío de agua para un gas

3.7.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

Definición de las bases de la simulación

Se usará la ecuación de estado de Peng-Robinson con los siguientes compuestos

Tabla 49: Deshidratación del gas natural con TEG - Lista de Compuestos

Lista de compuestos	
Nitrogen	i-Butane
H ₂ S	n-Butane
CO ₂	i-Pentane
Methane	n-Pentane
Ethane	H ₂ O
Propane	TEGlycol

Fuente: Módulo 7

1. Se agrega una corriente de alimento con los valores de la tabla.

Tabla 50 Deshidratación del gas natural con TEG - Corriente Gas entrada

Celda	Ingresar
Name	Gas entrada
Temperature	30°C
Pressure	6200 Kpa
Molar Flow	500 kgmole/h
Compuesto	Fracción Molar
Nitrogen	0,001
H ₂ S	0,0155
CO ₂	0,0284
Methane	0,8989
Ethane	0,031
Propane	0,0148
i-Butane	0,0059
n-Butane	0,003
i-Pentane	0,001
n-Pentane	0,0005
H ₂ O	0
TEGlycol	0

Fuente: Módulo 7

2. Se agrega una segunda corriente de alimento según la tabla.

Tabla 51 Deshidratación del gas natural con TEG - Corriente Alimento TEG

Celda	Ingresar
Name	Alimento TEG
Temperature	50 °C
Pressure	6200 Kpa
Std Ideal Liq Vol Flow	0,5 m ³ /h
Compuesto	Fracción másica
H ₂ O	0,01
TEGlycol	0,99

Fuente: Módulo 7

3. Se agrega otra corriente de materia.

Tabla 52 Deshidratación del gas natural con TEG - Corriente Agua para saturar

Celda	Ingresar
Name	Agua para saturar
Pressure	6200
Molar Flow	800
Composición	Fracción Molar
H ₂ O	1

Fuente: Módulo 7

4. Agregue un mezclador y establezca como entradas: Gas entrada y Agua para saturar. Como salida Gas + H₂O.


5. Agregue un separador  e ingrese los datos de la tabla.

Tabla 53 Deshidratación del gas natural con TEG -Separador 1

Celda	Ingresar
Connections	
Inlets	Gas + H ₂ O
Vapour Outlet	Gas a contactora
Liquid Outlet	FWKO
Worksheet	
Temperature, Gas a contactora	29,23 °C

Fuente: Módulo 7


6. Agregue un **Absorber**  con la información de la tabla.

Tabla 54 Deshidratación del gas natural con TEG - Absorber

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Contactora TEG
No of Stages	8
Top Stage Inlet	Alimento TEG
Bottom Stage Inlet	Gas a contactora
Ovhd Vapour Outlet	Gas seco
Bottoms Liquid Outlet	TEG rico
Presiones	
Top	6190 Kpa
Bottom	6200 Kpa

Fuente: Módulo 7

7. Agregue una válvula e ingrese como entrada **TEG rico** y como salida **TEG baja presión**.

8. Agregue un intercambiador de calor  con los valores de la tabla.

Tabla 55 Deshidratación del gas natural con TEG - Intercambiador de calor

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	InterCal P/R
Tube Side Inlet	TEG regenerado
Tube Side Outlet	Glicol pobre de InterCal P/R
Shell Side Inlet	TEG baja presión
Shell Side Outlet	Alimento regenerado
Parámetros	
Tube Side Delta P	70 Kpa
Shell Side Delta P	70 Kpa
Worksheet	
Alimento regenerado, Temperature	105 °C
Alimento regenerado, Pressure	110 Kpa

Fuente: Módulo 7


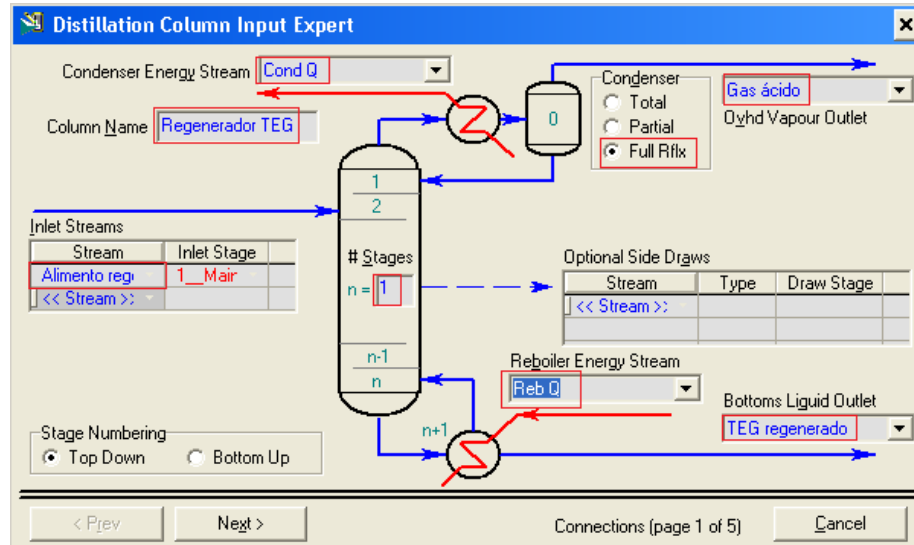
9. Agregue una **Distillation Column**  . Configure la página como se muestra en la imagen y de clic en **Next** hasta llegar a la página **Pressure Profile**.

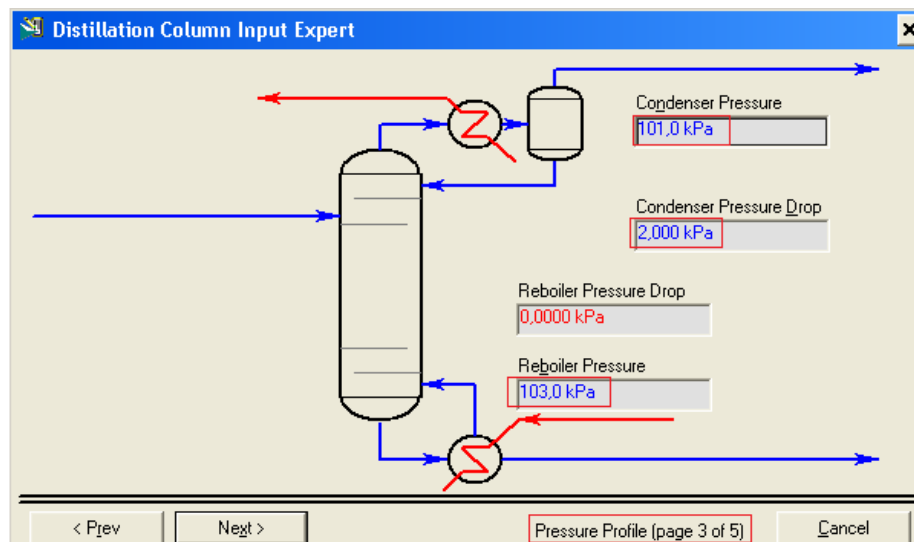
Figura 101 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación



Fuente: Autor

10. Configure la página como se muestra en la imagen. De clic en **Next** hasta llegar a la página 5 de 5 y de clic en **Done**.

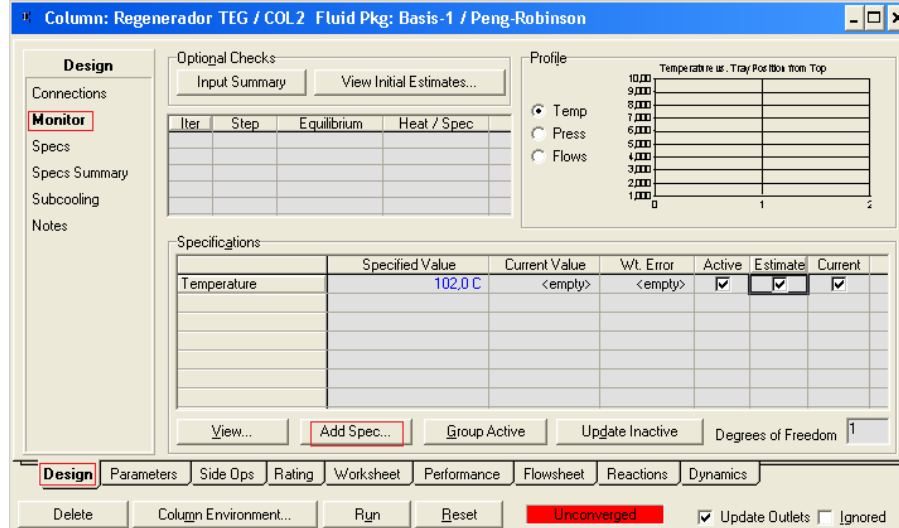
Figura 102 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación



Fuente: Autor

11. Ubíquese en la pestaña **Design** y seleccione **Monitor**. Para agregar especificaciones de clic en **Add Spec**.

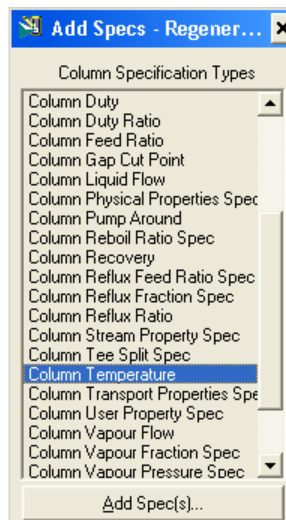
Figura 103 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación



Fuente: Autor

12. De la lista seleccione **Column Temperature** y de clic en **Add Spec**.

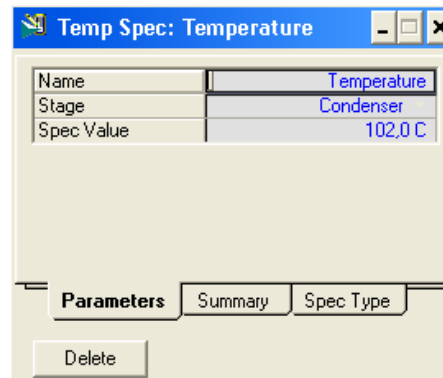
Figura 104 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación



Fuente: Autor

13. En **Stage** seleccione **Condenser** y en **Spec Value** ingrese 102 ° C.

Figura 105 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación



Fuente: Autor

14. Agregue las especificaciones restantes con la información de la tabla.

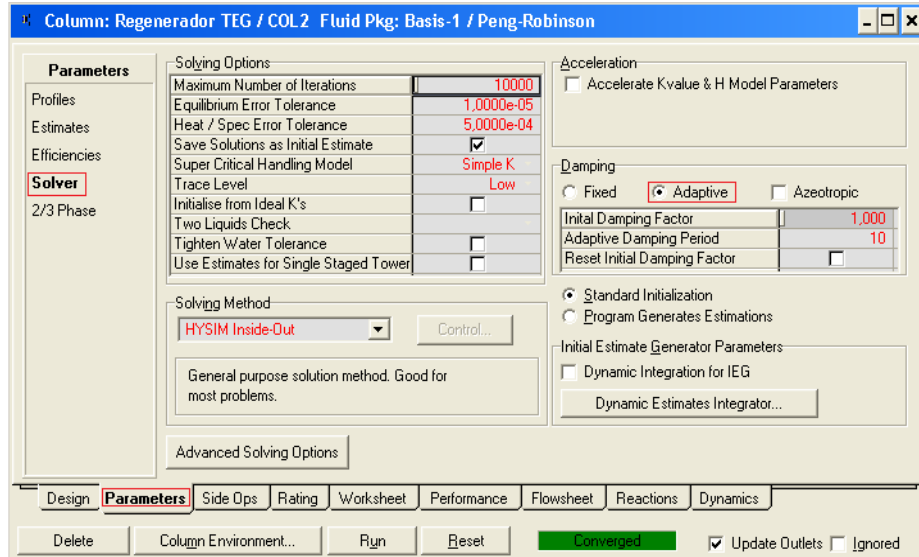
Tabla 56 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación

Especificación - Column Temperature	
Stage	Reboiler
Spec Value	205 ° C
Especificación -Column Reflux Ratio	
Spec Value	1 Molar
Especificación - Column Draw Rate	
Draw	Gas ácido COL 2
Spec Value	1 kgmole/h

Fuente: Módulo 7

15. En la pestaña **Parameters**, seleccione **Solver** y marque **adaptive**. Corra la columna.

Figura 106 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Columna de destilación



Fuente: Autor

16. Agregue una corriente de material.

Tabla 57 Deshidratación del gas natural con TEG - Corriente Restitución TEG

Celda	Ingreso
Name	Restitución TEG
Temperature	15 ° C
Compuesto	Fracción másica
H2O	0,01
TEGlycol	0,99

Fuente: Módulo 7

17. Agregue un mezclador con la información de la tabla.

Tabla 58 Deshidratación del gas natural con TEG - Mezclador 2

Celda	Ingreso
Inlets	Restitución TEG
	Glicol pobre de InterCal P/R
Outlet	TEG a bomba
Parámetros	
Automatica Pressure Assignment	Equalize All
Worksheet	
Std Ideal Liq Vol Flow, TEG a bomba	0,5 m3/h

Fuente: Módulo 7

18. Agregue una bomba con la información de la tabla.

Tabla 59 Deshidratación del gas natural con TEG - bomba 2

Celda	Ingreso
Conexiones	
Inlet	TEG a bomba
Outlet	Salida bomba
Energy	Potencia bomba
Worksheet	
Salida bomba, Pressure	6275 Kpa

Fuente: Módulo 7

19. Agregue un intercambiador de calor.

Tabla 60 Deshidratación del gas natural con TEG - Intercambiador de calor 2

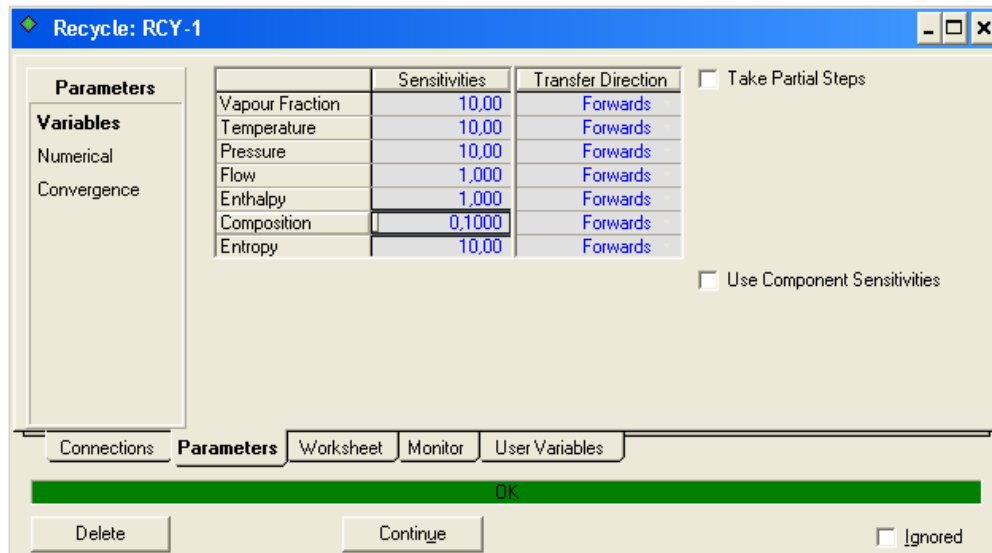
Celda	Ingreso
Conexiones	
Tube Side Inlet	Salida bomba
Tube Side Outlet	TEG a Reciclo
Shell Side Inlet	Gas seco
Shell Side Outlet	Gas ventas
Parámetros	
Tube Side Delta P	70 Kpa
Shell Side Delta P	35 Kpa
Worksheet	
TEG a reciclo, Temperature	50 ° C

Fuente: Módulo 7

20. Agregue la operación Reciclo. Ingrese en **Inlet TEG a reciclo** y en **Outlet Alimento TEG**.

21. En la pestaña **Parameters** seleccione **Variables** y establezca las tolerancias como se muestra en la figura.

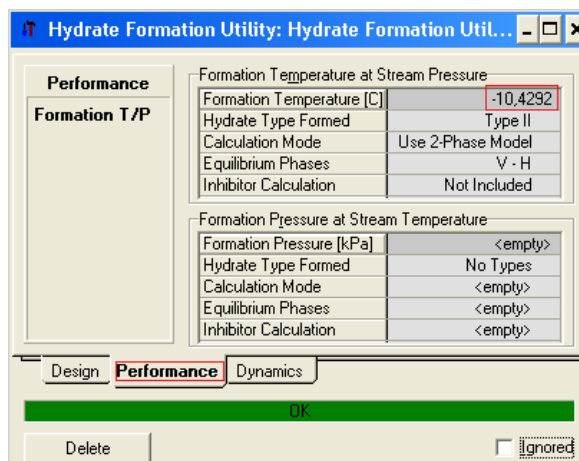
Figura 107 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración Reciclo



Fuente: Autor

22. Agregue la utilidad **Hydrate Formation** al **Gas ventas** para ver la temperatura de formación de hidratos.

Figura 108 Deshidratación del gas natural con TEG - Utilidad formación de hidratos



Fuente: Autor

3.7.4 ANALIZANDO LOS RESULTADOS

Un criterio importante en la determinación de la eficiencia de una planta de deshidratación es la temperatura de rocío de agua del gas ventas o gas seco. El TEG debe ser removido, ya que afecta al punto de rocío del agua. Esta remoción se hace mediante un **Componente Splitter**.


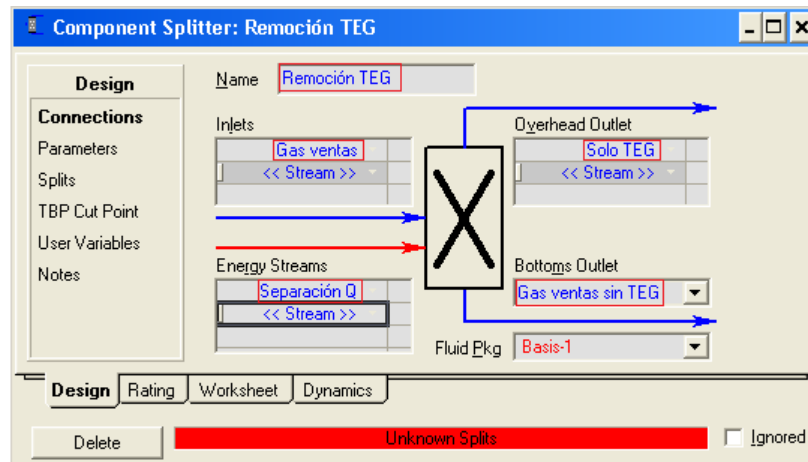
1. Agregue un **Componente Splitter**  y complete la página como se muestra en la imagen.

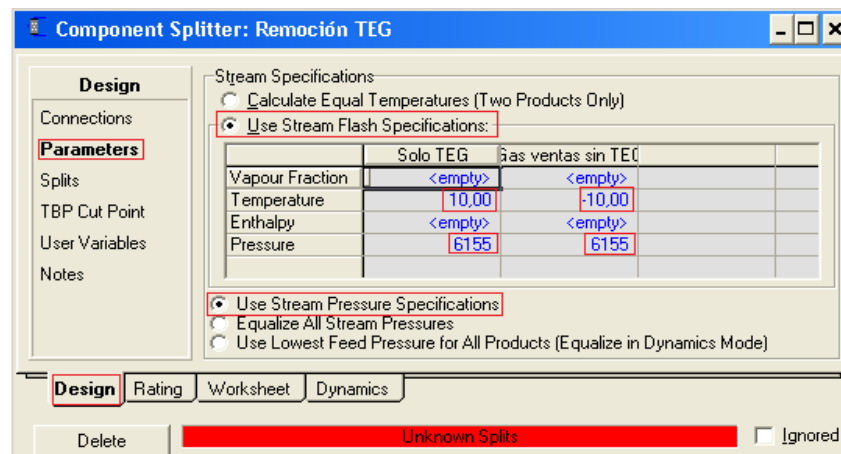
Figura 109 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración separador componentes



Fuente: Autor

2. En la pestaña **Design** seleccione **Parameters** y complete la página como se muestra en la imagen.

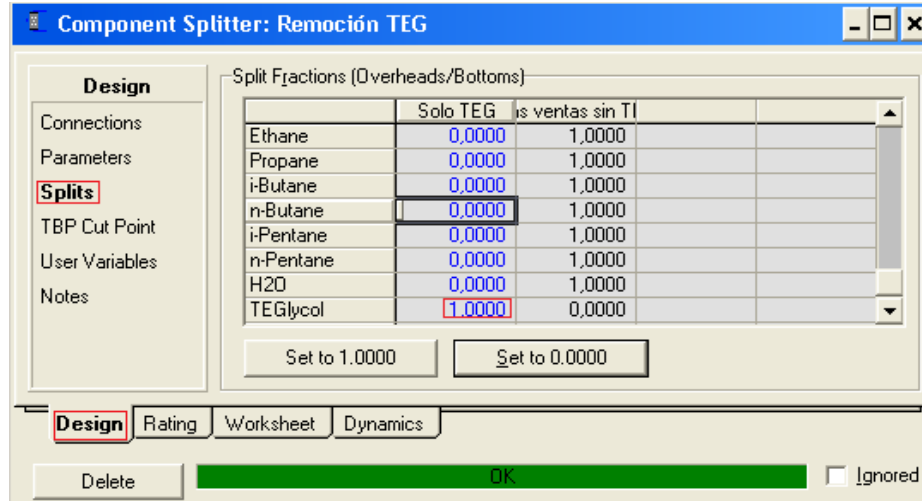
Figura 110 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración separador componentes



Fuente: Autor

3. Seleccione **Splits** y al **TEGlycol** le da un valor de 1 y al resto de componentes un valor de 0, como se muestra en la imagen.

Figura 111 Deshidratación del gas natural con TEG - Configuración separador componentes



Fuente: Autor

3.8 CICLO DE REFRIGERACIÓN CON PROPANO

3.8.1 TALLER

En este taller se construirá una simulación del ciclo de refrigeración con propano, además se convertirá la simulación en una plantilla para que esté disponible en otras simulaciones.

3.8.2 OBJETIVOS

- Adicionar y conectar operaciones para construir un **Flowsheet**.
- Convertir casos de simulación en plantillas.

3.8.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

Se crea un paquete de fluido usando la ecuación de estado de Peng-Robinson y se agrega el propano al paquete.

1. Agregue una corriente con la información de la tabla.

Tabla 61 Ciclo de refrigeración con propano - Corriente 1

Celda	Ingresar
Name	1
Vapour Fraction	0
Temperature	50° C
Composition	100% propano

Fuente: Módulo 8

2. Agregue otra corriente con la información de la tabla.

Tabla 62 Ciclo de refrigeración con propano - Corriente 3

Celda	Ingresar
Name	3
Vapour Fraction	1
Temperature	(-) 20° C

Fuente: Módulo 8



3. Agregue una válvula . La entrada es la corriente 1 y la salida es la corriente 2.
4. Agregue un calentador  e ingrese la información de la tabla.

Tabla 63 Ciclo de refrigeración con propano - Calentador

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Chiller
Inlet	2
Outlet	3
Energy	Chill Q
Parámetros	
Delta P	1 Kpa
Duty (KJ/h)	1,00E+06

Fuente: Módulo 8



5. Agregue un compresor  e ingrese los datos de la tabla.

Tabla 64 Ciclo de refrigeración con propano - Compresor

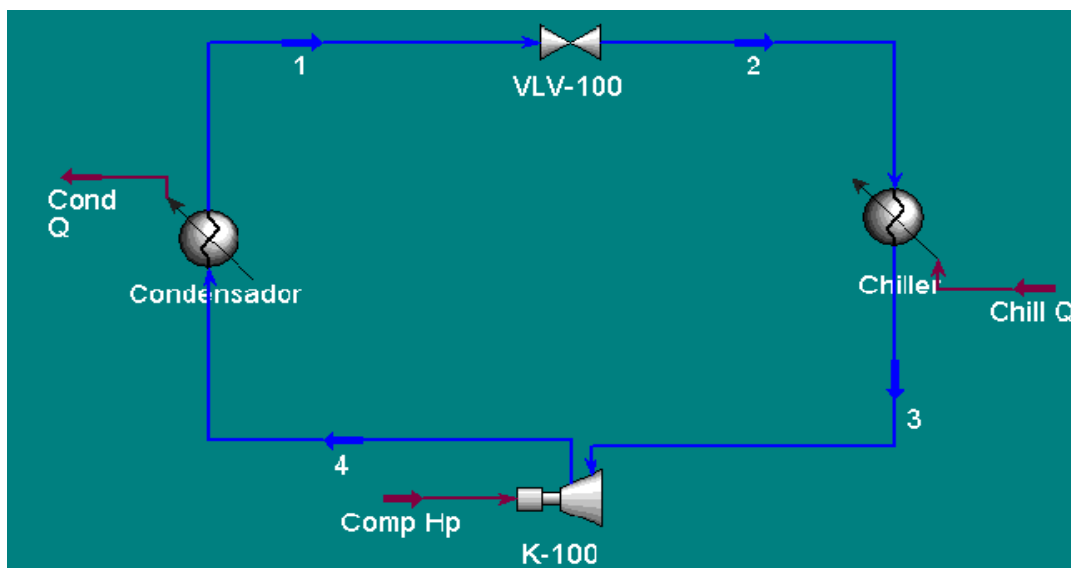
Celda	Ingresar
Conexiones	
Inlet	3
Outlet	4
Energy	Comp HP

Fuente: Módulo 8

6. Agregue un **Cooler** . La entrada es la corriente **4**, la salida es la corriente **1** e ingrese un **Delta P** de 35 Kpa.

El diagrama de flujo se debe ver como se muestra en la imagen y con todas las corrientes definidas.

Figura 112 Ciclo de refrigeración con propano - PFD

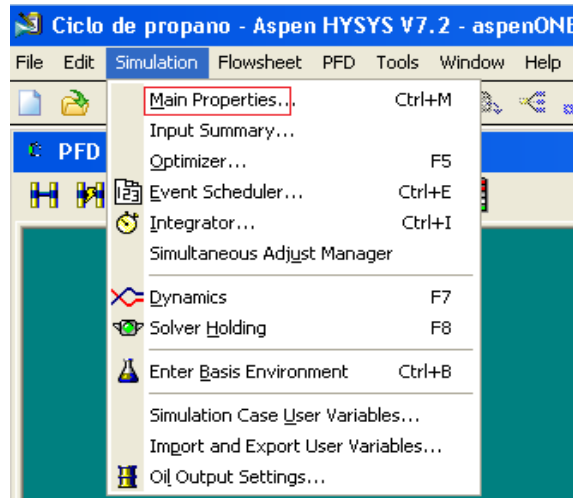


Fuente: Autor

Creando una plantilla

1. Guarde el caso como **Ciclo de propano**.
2. Para evitar un error de consistencia, remueva el **Duty** del **Chiller**.
3. Del menú **Simulation**, se selecciona **Main Properties**.

Figura 113 Ciclo de refrigeración con propano - Creación plantilla



Fuente: Autor

4. De clic en **Convert to Template**.
5. De clic en **Yes** para convertir el caso a una plantilla.
6. De clic en **No** cuando el programa pregunte si quiere guardar el caso de simulación.

3.9 PLANTA DE REFRIGERACIÓN DE GAS NATURAL

3.9.1 TALLER

Se simulará una planta de refrigeración de gas natural con el fin de encontrar la mínima temperatura del separador a la cual se llega al punto de rocío de hidrocarburo requerido. El gas será enfriado por medio de un intercambiador de calor y luego por un **Cooler**.

3.9.2 OBJETIVOS

- Instalar y hacer converger intercambiadores de calor.
- Entender las operaciones lógicas **Balance** y **Adjust**.

3.9.3 CONSTRUYENDO LA SIMULACIÓN

1. Cree un nuevo caso
2. Desde la pestaña **Fluid Pkgs**, de clic en **Import** y seleccione el archivo **Planta de gas.fpk**, este paquete fue creado en el primer módulo.

3. Agregue una corriente de material para el gas de entrada con la información de la tabla.

Tabla 65 Planta de refrigeración de gas natural - Corriente Gas a enfriar

Celda	Ingresar
Name	Gas a enfriar
Temperature	15 ° C
Pressure	6200 Kpa
Molar Flow	1440 kgmole/h
Compuesto	Fracción Molar
Nitrogen	0,0066
H ₂ S	0,0003
CO ₂	0,0003
Methane	0,7575
Ethane	0,1709
Propane	0,0413
i-Butane	0,0068
n-Butane	0,0101
i-Pentane	0,0028
n-Pentane	0,0027
n-Hexane	0,0006
H ₂ O	0
C7+	0,0001

Fuente: Módulo 9


4. Agregue un separador  e ingrese la información de la tabla.

Tabla 66 Planta de refrigeración de gas natural - Separador 1

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	Sep gas entrada
Inlets	Gas a enfriar
Vapou Outlet	Vap sep entrada
Liquid Outlet	Liq sep entrada

Fuente: Módulo 9


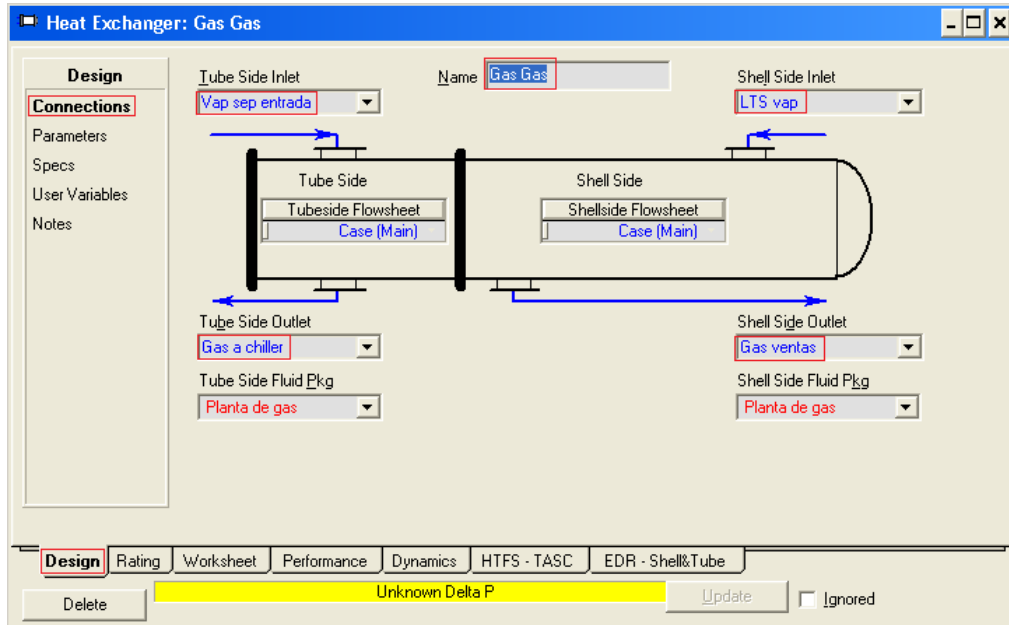
5. Agregue un intercambiador de calor . La página **Connections** es configurada como se muestra en la imagen.

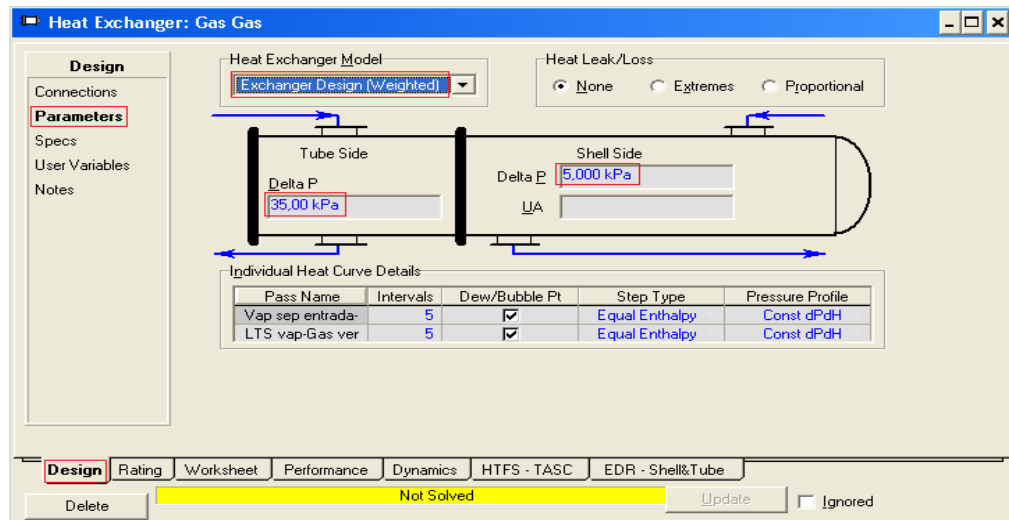
Figura 114 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración intercambiador de calor



Fuente: Autor

6. Ubíquese en la página **Parameters** y configúrela como se muestra en la imagen.

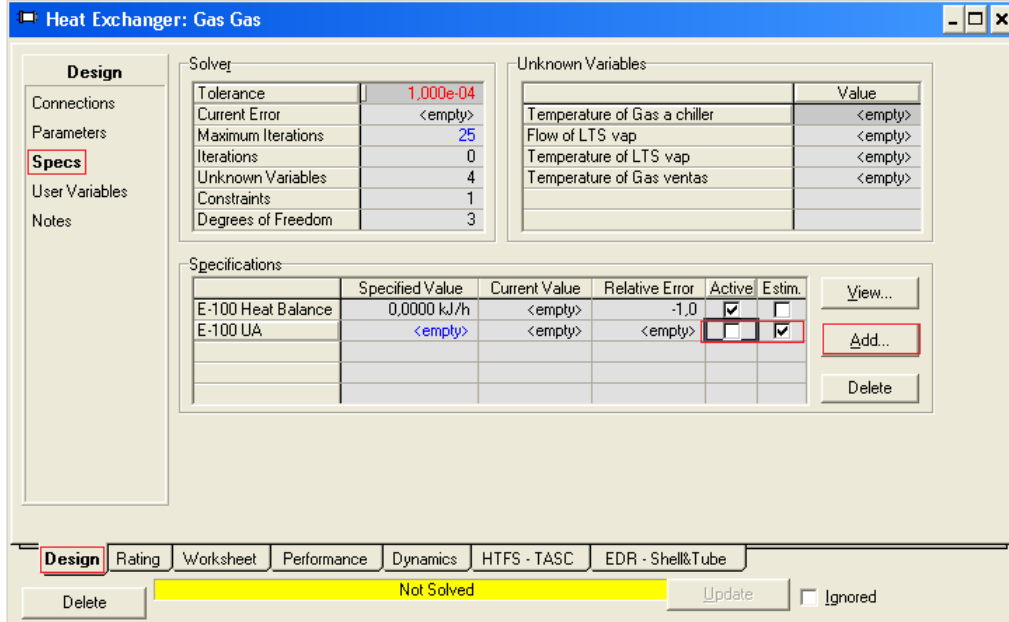
Figura 115 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración intercambiador de calor



Fuente: Autor

- Ubíquese en la página **Specs**. Desactive la especificación del UA y de clic en **Add** para agregar otra especificación.

Figura 116 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración intercambiador de calor



Fuente: Autor

- La ventana que se abre tras haber dado clic en **Add** se completa como se muestra en la imagen.

Figura 117 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración intercambiador de calor



Fuente: Autor


9. Agregue un **Cooler**  con la información de la tabla. Ingrese una temperatura de -20°C a la corriente **Gas a LTS**.

Tabla 67 Planta de refrigeración de gas natural - Cooler 1

Celda	Ingresar
Conexiones	
Name	chiller
Inlet	Gas a chiller
Outlet	Gas a LTS
Energy	chiller Q
Parámetros	
Delta P	35 Kpa

Fuente: Módulo 9

10. Agregue un separador con la información de la tabla.

Tabla 68 Planta de refrigeración de gas natural - Separador 2

Celda	Ingresar
Name	LTS
Inlet	Gas a LTS
Vapour Outlet	Vap LTS
Liquid Outlet	Liq LTS

Fuente: Módulo 9

Adicionando la operación Balance

Se usa la operación **Balance** para crear una nueva corriente, copiando solamente la composición de la corriente **Gas ventas**, de esta manera podemos determinar el punto de rocío de la corriente **Gas ventas** a 6000 Kpa.

1. Agregue la operación **Balance**  e ingrese la información de la tabla.

Tabla 69 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración operación Balance

Celda	Ingrese
Conexiones	
Inlet Streams	Gas ventas
Outlet Streams	Pnto de rocío HC
Parámetros	
Balance Type	Component Mole Flow

Fuente: Módulo 9

2. Especifique una presión de 6000 Kpa y una fracción de vapor de 1 a la corriente **Punto de rocío HC**, con esto se conocerá la temperatura de rocío a 6000 Kpa de la corriente **Gas ventas**.

Adicionando la operación Adjust

La temperatura de rocío del **Gas ventas** es de -15°C a 6000 Kpa. El valor actual es de 10°C a 6125 Kpa. Se necesita la operación **Adjust** para variar la temperatura de la corriente **Gas a LTS** de tal manera que la corriente **Gas ventas** alcance el punto de rocío a 6000 Kpa.


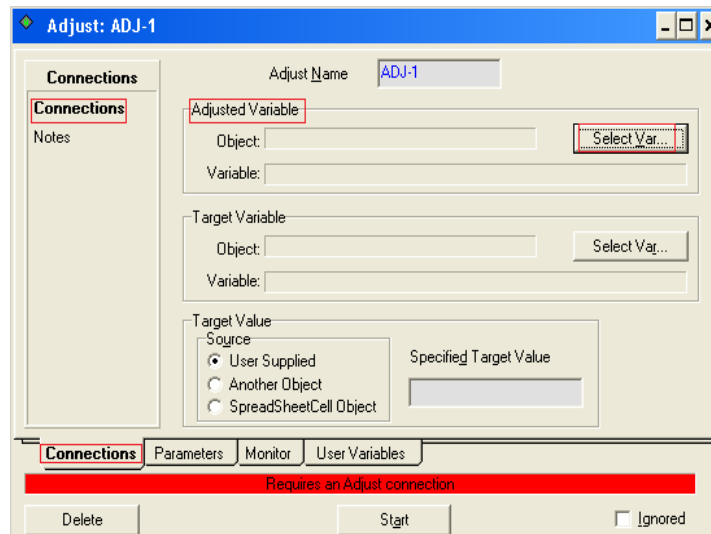
1. Agregue la operación **Adjust** . En la pestaña **Connections** en **Adjusted Variable** de clic en **Select Var**, como se muestra en la imagen.

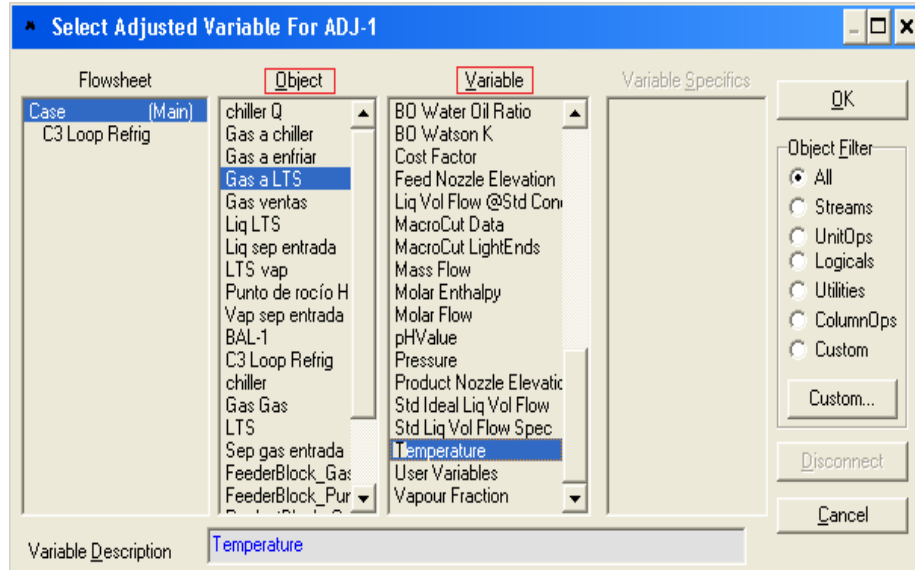
Figura 118 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración operación Adjust



Fuente: Autor

- En **Object** seleccione **Gas a LTS** y en **Variable** seleccione **Temperature**. De clic en **Ok**.

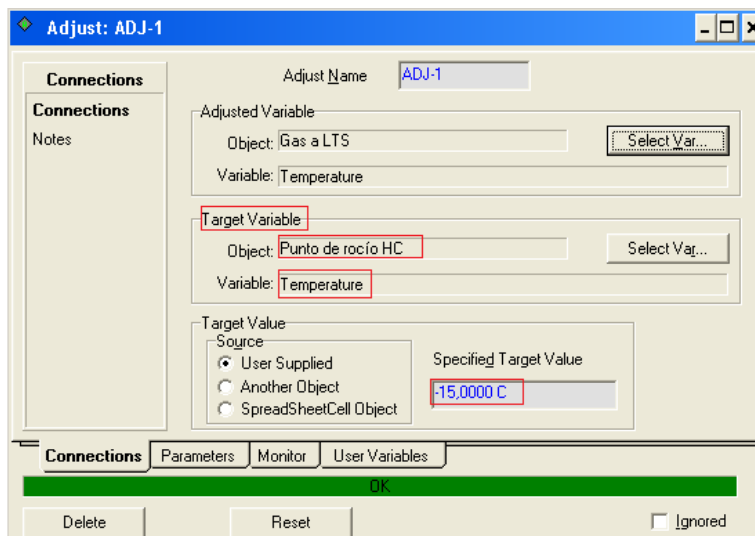
Figura 119 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración operación Adjust



Fuente: Autor

- En **Target Value**, **Select Var** seleccione **Punto de rocío** en **Object** y como variable **Temperature**. En **Specified Target Value** ingrese **-15°C**. De clic en **Start**.

Figura 120 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración operación Adjust

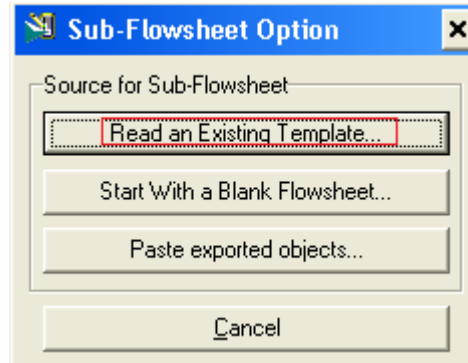


Fuente: Autor

Instalando una plantilla en una simulación

1. Agregue un **Sub-Flowsheet**  y de clic en **Read an Existing Template**. Abra el archivo **C3Loop.tpl**.

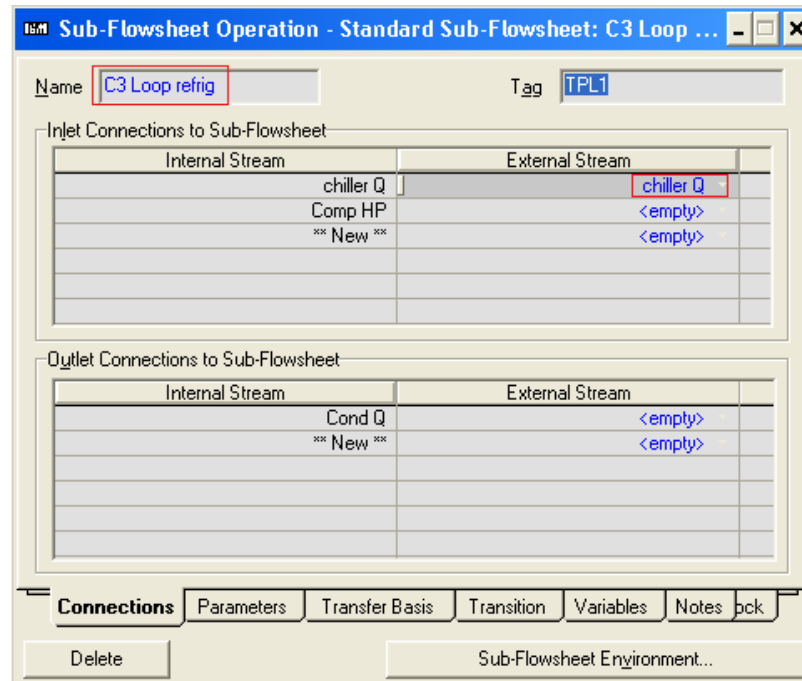
Figura 121 Planta de refrigeración de gas natural - Instalación plantilla



Fuente: Autor

2. Configure la página **Connections** como se muestra en la imagen.

Figura 122 Planta de refrigeración de gas natural - Configuración plantilla



Fuente: Autor

4. APLICACIONES CÁLCULO Y SELECCIÓN DE BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

4.1 CASO 1

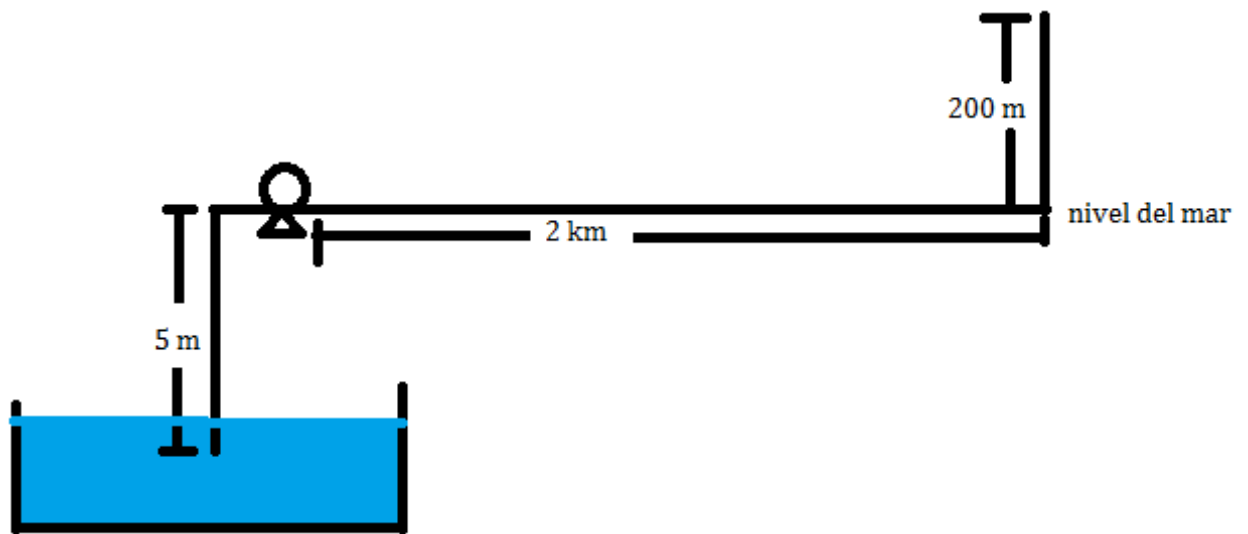
Manual de selección de bombas página 97.

5 metros de succión negativa la bomba se instala a nivel del mar, descarga de agua a una presión suficiente para entregar en una instalación a 2Km de distancia geográficamente elevada a 200m sobre el nivel del mar y para un caudal de 280 GPM, la tubería es en acero al carbono en una línea de 4" asumir pérdidas en accesorios a un 20% de las obtenidas en pérdidas lineales en la tubería, las pérdidas en succión son despreciables.

Resuelto este ejercicio, recomendar el mejor tipo de bomba.

4.1.1 Esquema hidráulico

Figura 123 CASO 1 - Esquema Hidráulico



Fuente: Autor

4.1.2 Propiedades del agua

Tabla 70: CASO 1 - Propiedades del Agua

PROPIEDADES DEL AGUA					
Temperatura	Presión de vapor	Peso específico	Densidad	Viscosidad	
°C	Kpa	KN/m3	kg/m3	pa*s	m2/s
0	0,611	9,81	1000	1,75E-03	1,75E-06
5	0,8721	9,81	1000	1,52E-03	1,52E-06
10	2,2276	9,81	1000	1,30E-03	1,30E-06
15	1,7051	9,81	1000	1,15E-03	1,15E-06
20	2,339	9,79	998	1,02E-03	1,02E-06
25	3,169	9,78	997	8,91E-04	8,94E-07
30	4,246	9,77	996	8,00E-04	8,03E-07
35	5,628	9,75	994	7,18E-04	7,22E-07
40	7,384	9,73	992	6,51E-04	6,56E-07
45	9,593	9,71	990	5,94E-04	6,00E-07
50	12,349	9,69	988	5,41E-04	5,48E-07
55	15,758	9,67	986	4,98E-04	5,05E-07
60	19,94	9,65	984	4,60E-04	4,67E-07
65	25,03	9,62	981	4,31E-04	4,39E-07
70	31,19	9,59	978	4,02E-04	4,11E-07
75	38,58	9,56	975	3,73E-04	3,83E-07
80	47,39	9,53	971	3,50E-04	3,60E-07
85	57,83	9,5	968	3,30E-04	3,41E-07
90	70,14	9,47	965	3,11E-04	3,22E-07
95	84,55	9,44	962	2,92E-04	3,04E-07
100	101,35	9,4	958	2,82E-04	2,94E-07

Temperatura 30°C			
Densidad	Viscosidad	Presión de vapor	Peso específico
kg/m3	cSt	Kpa	KN/m3
996	0,8	4,246	9,77

Fuente: Máquinas Hidráulicas. Emil Hernández. p. 81

4.1.3 Criterios de velocidad

Tabla 71: CASO 1 - Criterios de Velocidad

Servicio	Velocidad máxima [ft/s]	Máximo $\Delta P/100$ ft [psi]
Recomendación General	5 - 15	4
Flujo Laminar	4 - 5	—
Flujo Turbulento Densidad del Líquido (lb/ft ³)		
– 100	5 - 8	—
– 50	6 - 10	—
– 20	10 - 15	—
Succión de bombas		
– Líquidos en punto de equilibrio con el vapor para tuberías $\leq 8''$	1 - 3	0,5
– Líquidos subenfriados para tuberías $\leq 8''$	6 máx.	0,5
– Líquidos subenfriados para tuberías $> 8''$	3 - 5	1,5
– Líquidos subenfriados para tuberías $> 8''$	12 máx.	1,5
– Líquidos subenfriados para tuberías $> 8''$	4 - 8	0,4
Descarga de bombas		
0 - 250 GPM	6 - 8	4
250 - 700 GPM	8 - 10	4
> 700 GPM	10 - 15	2
Flujo por gravedad	3 - 8	0,4
Sistemas hidráulicos de aceite	7 - 15	—
Entrada de aceite lubricante	2,5 - 4	—
Salida de Aceite Lubricante	0,7 - 1	—
Líquidos Viscosos	1,7	—
Viscosidad < 10 cP		
– Succión de bomba	$(1,3 + d/6)$ ft/s	0,05 - 0,5
– Descarga de Bomba	$(4+d/2)$ ft/s	2
– Líneas	300 - 450 ft/min	1 - 5
– Líneas por gravedad	30 - 60 ft/min	0,15
Viscosidad > 10 cP		
– Succión de bomba	$(0,2 + d/20)$ ft/s	0,2
– Descarga de Bomba	$(0,5+d/10)$ ft/s	2
– Líneas	$(1+d/2)$ ft/s	—

Fuente: Ingeniería Básica de Pacific Rubiales

4.1.4 Cálculos hidráulicos

Succión

Tabla 72: CASO 1 - Succión

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	6,625	MAWP (psig)	3165
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,28	Diámetro Interno	6,065
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	3,11
Longitud (km)	0,0	Rugosidad Relativa	0,000297
Altura Inicial (msnm)	-5	Número de Reynolds	182523
Altura final (msnm)	0	Factor de Fricción	0,0180
Densidad (kg/m ³)	996,0	Delta P / km	7,56
Viscosidad (cSt)	0,800	Pérdidas por fricción (psig)	0,0
Rugosidad (pulg.)	0,0018	Presión estática (psig)	7,1
Flujo (bph)	400	Flujo (KBDO)	9,6
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	9,5
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	2
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	1
		Energía anual (KWH)	10675
		Costo anual energía (\$)	2241756

RESULTADO	
Presión de descarga (psig)	7,072
Pmax permisible - Pdescarga	3157,668

Caudal	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
GPM		ft/s	ft/s
280	sch 40 6"	3,11	1 a 3

Fuente: Autor

- **Cálculo del NPSH disponible**

$$\text{NPSH disponible} = \frac{P_o - P_{\text{vapor}}}{\gamma} - H_{\text{succión}} - \text{Pérdidas succión}$$

P_o = presión en la superficie del tanque de succión (m)

P_{vapor} = Presión de vapor (Kpa)

$H_{\text{succión}}$ = Altura de succión (m)

Pérdidas succión (m)

γ = peso específico KN/m³

$$\text{NPSH disponible} = \frac{101,325 - 4,246}{9,77} - 5 - 0 = 4,93 \text{ m}$$

Descarga

Tabla 73: CASO 1 - Descarga

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	4,5	MAWP (psig)	3944
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,237	Diámetro Interno	4,026
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	7,06
Longitud (km)	2,6	Rugosidad Relativa	0,000447
Altura Inicial (msnm)	0	Número de Reynolds	274963
Altura final (msnm)	200	Factor de Fricción	0,0181
Densidad (kg/m ³)	996,0	Delta P / km	59,19
Viscosidad (cSt)	0,800	Pérdidas por fricción (psig)	156,3
Rugosidad (pulg.)	0,0018	Presión estática (psig)	282,9
Flujo (bph)	400	Flujo (KBDO)	9,6
Presión de llegada al final (psig)	5	Flujo (KBDC)	9,5
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	104
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	77
		Energía anual (KWH)	670428
		Costo anual energía (\$)	140789967

RESULTADO	
Presión de descarga (psig)	444,121
Pmax permisible - Pdescarga	3499,559

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
GPM	Km		ft/s	ft/s
280	2,64	sch 40 4"	7,06	8 a 10

Fuente: Autor

$L = L \text{ línea} + L \text{ elevación}$

$L = 2 + 0,2 = 2,2 \text{ Km}$

$L \text{ accesorios} = 20\% * L$

$L \text{ accesorios} = 0,2 * 2,2 = 0,44 \text{ km}$

$L \text{ total} = L + L \text{ accesorios}$

$L \text{ total} = 2,2 + 0,44 = 2,64 \text{ Km}$

1.5 Selección de la bomba

Tabla 74: CASO 1 - Datos de Selección

Características bomba									
Bombas	P descarga			Caudal			Viscosidad		
	kpa	psi	bar	GPM	LPM	m ³ /h	cP	Cst	SSU
p1	3061,63	444,12	30,60	280,0	1059,6	63,6	0,79	0,8	3,64

Fuente: Autor

La presión de selección de la bomba es la presión de descarga, no se tiene en cuenta el diferencial de presión con el fin de seleccionar una bomba un poco sobredimensionada y tener un factor de seguridad.

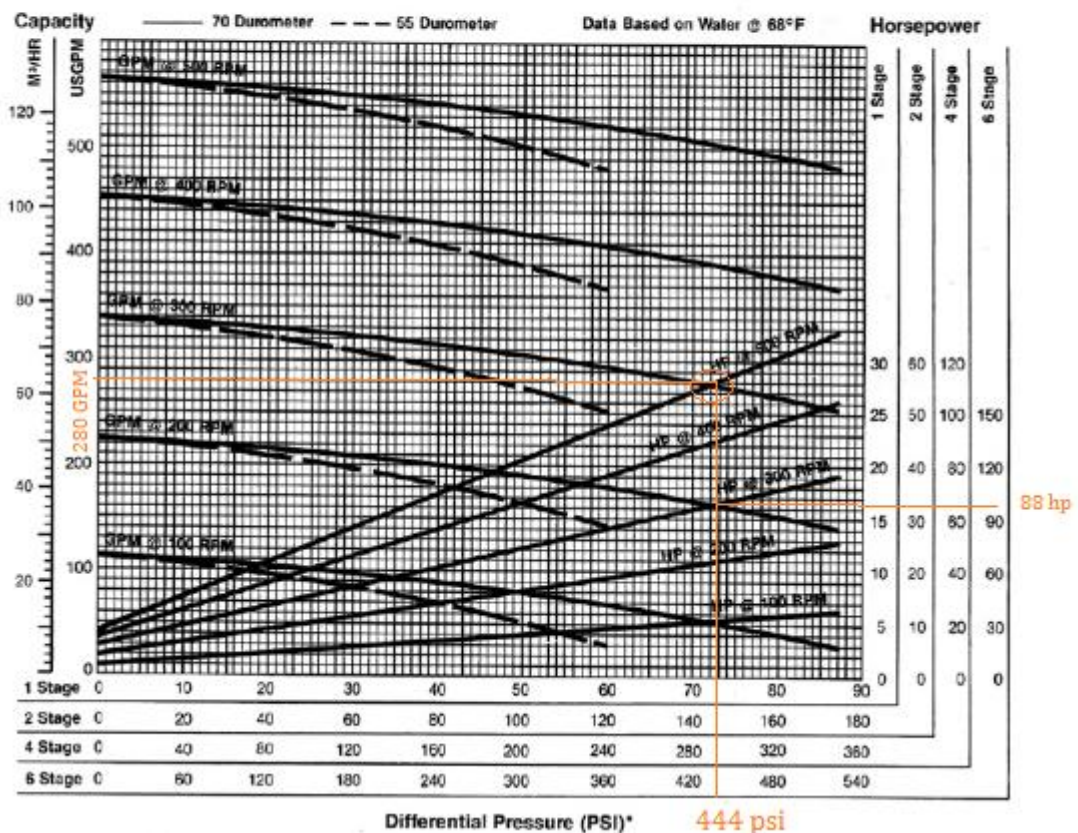
Figura 124: CASO 1 - Curva Característica Bomba Cavidades Progresivas

Elements: 115, J (Centennial)
Stages: 1, 2, 4, 6
Drive Ends: G, H, J, K

Use appropriate HP and pressure scales for the number of stages required.

Note: Pressure limits rated at 87 psi/ stage (70 Duro). Some models have additional limits. Please consult factory before making final selection.

	RPM	100	200	300	400	500
NPSH Required — (FL)		1.50	3.10	5.70	9.60	13.40
Minimum Recommended Motor HP	1 STG	5	7½	10	15	20
	2 STG	5	10	15	20	25
	4 STG	7½	15	26	30	40
	6 STG	10	20	30	40	50
Drive End HP Must be added to HP value from curve.	G	0.36	0.72	1.10	1.40	1.80
	H	0.60	1.10	1.70	2.30	2.90
	J	0.70	1.40	2.00	2.70	3.40
	K	1.30	2.60	3.90	5.20	5.90



Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011> p. 96

NPSH requerido = 5,7 ft (1,7 m)

NPSH disponible = 16 ft (4,9 m)

El NPSH disponible es mayor que el NPSH requerido por lo tanto la bomba no tendrá problemas de cavitación.

La presión límite por etapa es de 87 psi. La bomba es de 6 etapas de manera que la presión por etapa es la presión descarga entre el número de etapas (74 psi). La bomba soporta la presión de descarga.

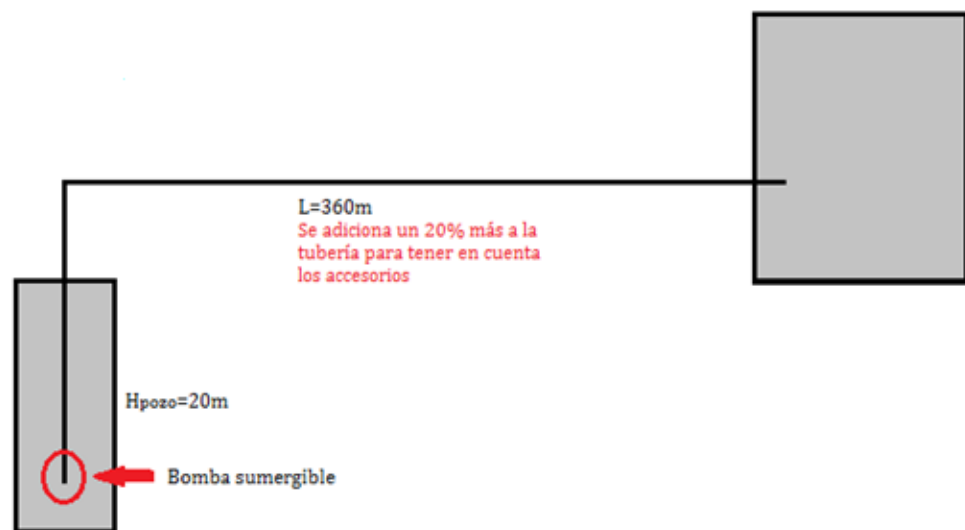
La selección es una bomba de cavidades progresivas Moyno 115 J @ 300 rpm acoplada a un motor de 88 hp.

4.2 CASO 2

Se va a diseñar un sistema de bombeo succionando de un foso mediante una unidad vertical y una profundidad del foso de 20m, deseamos llevar el fluido a un tanque de almacenamiento por una línea en acero al carbono (usar tablas empleadas en la sección de centrifugas) situado a 300m del foso, la capacidad del tanque es de 15000BBL (Usar tabla API 650 con dimensiones estándar para esta capacidad), se pretende llenar este tanque en 1 día (24 horas), (Calcular la cantidad de bombas necesarias para cumplir este requerimiento) sin exceder por bomba una potencia eléctrica de 60 HP el cual es el máximo disponible en el CCM para alimentar las unidades se cuentan con 5 reservas de esta potencia (buscar la mejor alternativa que comprometa potencia que cumpla con esta limitación y no exceda la cantidad de reservas disponibles), adicionalmente se debe proponer el tipo de bomba de acuerdo a la aplicación proponer un tipo de equipo y justificarlo. El fluido bombeado es un crudo API 13 20% BSW a 60 °C.

4.2.1 Esquema hidráulico

Figura 125: CASO 2 - Esquema Hidráulico



Fuente: Autor

4.2.2 Propiedades de los fluidos

Propiedades del crudo API 13

Tabla 75: CASO 2 - Viscosidad Crudo

TEMPERATURA (°F)	Deshidratado	90% crudo-10%Agua	80% crudo-20%Agua	70% crudo-30% agua	60% crudo-40% Agua	50% crudo-50% Agua
80	6591	9828	13580	24313	33415	66559
100	2118	3155	4095	7030	10440	19160
120	858	1201	1561	2485	4320	7540
140	374	526.0	666.4	1004	1761	2881
160	186	260.0	317.0	462.0	830.0	1290
180	103	140.0	170.0	236.4	440.8	658.2
200	61.40	81.89	95.96	132.2	249.2	358.4
220	39.04	51.27	60.44	79.33	150.2	209.3
240	26.22	33.95	39.50	50.64	95.8	129.7
260	18.44	23.57	27.12	34.04	64.15	84.7

Fuente: Ingeniería Básica de Pacific Rubiales

Figura 126: CASO 2 - Propiedades Crudo

```

c:\ MAIN.EXE
OIL PROPERTIES
Date: 01-10-2014
Project Name:
Tag Number:
INPUT PARAMETERS:
Average Pressure (psi): 100
Operating Temperature (deg F): 140
Gas Gravity (Air = 1.0): .6
API Gravity: 13
RESULTS
Oil Viscosity, cp ..... 66.750
Oil Density, lb/ft3 ..... 57.962
Molecular Weight ..... 510.00
Solution Gas, scf/bbl ..... 7.5
Oil Volume Factor ..... 1.0
Oil Gravity (water = 1.0) .. 0.979
Rerun with new data? (Y, N, or ESC) PF3 = Save PF4 = DSM PF5 = Print
  
```

Fuente: Autor

Propiedades del agua

Tabla 70: CASO 2 - Propiedades del agua

PROPIEDADES DEL AGUA					
Temperatura	Presión de vapor	Peso específico	Densidad	Viscosidad	
°C	Kpa	KN/m ³	kg/m ³	pa*s	m ² /s
0	0,611	9,81	1000	1,75E-03	1,75E-06
5	0,8721	9,81	1000	1,52E-03	1,52E-06
10	2,2276	9,81	1000	1,30E-03	1,30E-06
15	1,7051	9,81	1000	1,15E-03	1,15E-06
20	2,339	9,79	998	1,02E-03	1,02E-06
25	3,169	9,78	997	8,91E-04	8,94E-07
30	4,246	9,77	996	8,00E-04	8,03E-07
35	5,628	9,75	994	7,18E-04	7,22E-07
40	7,384	9,73	992	6,51E-04	6,56E-07
45	9,593	9,71	990	5,94E-04	6,00E-07
50	12,349	9,69	988	5,41E-04	5,48E-07
55	15,758	9,67	986	4,98E-04	5,05E-07
60	19,94	9,65	984	4,60E-04	4,67E-07
65	25,03	9,62	981	4,31E-04	4,39E-07
70	31,19	9,59	978	4,02E-04	4,11E-07
75	38,58	9,56	975	3,73E-04	3,83E-07
80	47,39	9,53	971	3,50E-04	3,60E-07
85	57,83	9,5	968	3,30E-04	3,41E-07
90	70,14	9,47	965	3,11E-04	3,22E-07
95	84,55	9,44	962	2,92E-04	3,04E-07
100	101,35	9,4	958	2,82E-04	2,94E-07

Fuente: Máquinas Hidráulicas. Emil Hernández. p. 81

Propiedades del API 13 20% BSW

Densidad agua (60 °C) = 984 kg/m³

Presión vapor agua (60°C) = 19,94 Kpa

Peso específico agua (60 °C) = 6,65 KN/m³

Densidad crudo (60 °C)=57,962 lb/ft³ =928,617 kg/m³

Viscosidad crudo API 13 20 % BSW (60 °C) = 666,4 cP = 709,162 cSt

Presión vapor crudo (60°C)=10 Kpa

Densidad API 13 20% BSW= Densidad agua*0,2 + Densidad crudo*0,8

Densidad API 13 20% BSW = 984*0,2 + 928,617*0,8 = 939,7 kg/m³

Presión vapor API 13 20% BSW (60°C)= Presión vapor agua*0,2 + Presión vapor crudo*0,8

Presión vapor API 13 20% BSW (60°C)= 19,94*0,2 + 10*0,8

Presión vapor API 13 20% BSW (60°C)=12 Kpa

Peso específico API 13 20% BSW (60°C)= Peso específico agua*0,2 + Peso específico*0,8

Peso específico API 13 20% BSW (60°C)= 9,65*0,2 + 9,449*0,8

Peso específico API 13 20% BSW (60°C) = 9,4892 KN/m³

Tabla 76: CASO 2 - Propiedades de los Fluidos Caso 2

Temperatura 60°C				
Fluido	Densidad	Viscosidad	Presión de vapor	Peso específico
	kg/m ³	cSt	Kpa	KN/m ³
API 13	928,617	709,162	10	9,77
Agua	984	0,467	19,94	9,65
API 13 20% BSW	939,7	709,162	12	9,4892

Fuente: Autor

2.3 Dimensionamiento del tanque según la norma API 650.

El dimensionamiento de tanques es calculado por una hoja de Excel, en ella debemos ingresar los datos de volumen de trabajo (BLS) y la densidad del fluido (lb/ft³).

El tamaño API recomendado es de 60 ft (28,287 m) de diámetro y 36 ft (10,97 m) de altura. Se asume que el tanque mantiene el nivel del fluido hasta un 70% de la altura del tanque.

Altura fluido = Altura tanque*0,7

Altura fluido = 36*0,7

Altura fluido = 25,2 ft = 7,68 m

4.2.3 Criterios de velocidad

Tabla 71: CASO 2 - Criterios de velocidad

Servicio	Velocidad máxima [ft/s]	Máximo $\Delta P/100$ ft [psi]
Recomendación General	5 - 15	4
Flujo Laminar	4 - 5	—
Flujo Turbulento Densidad del Líquido (lb/ft ³)		
- 100	5 - 8	—
- 50	6 - 10	—
- 20	10 - 15	—
Succión de bombas		
- Líquidos en punto de equilibrio con el vapor para tuberías $\leq 8"$	1 - 3 6 máx.	0,5 0,5
- Líquidos subenfriados para tuberías $\leq 8"$	3 - 5 12 máx.	1,5 1,5
para tuberías $> 8"$	4 - 8	0,4
Descarga de bombas		
0 - 250 GPM	6 - 8	4
250 - 700 GPM	8 - 10	4
> 700 GPM	10 - 15	2
Flujo por gravedad	3 - 8	0,4
Sistemas hidráulicos de aceite	7 - 15	—
Entrada de aceite lubricante	2,5 - 4	—
Salida de Aceite Lubricante	0,7 - 1	—
Líquidos Viscosos	1,7	—
Viscosidad < 10 cP		
- Succión de bomba	$(1,3 + d/6)$ ft/s	0,05 - 0,5
- Descarga de Bomba	$(4+d/2)$ ft/s	2
- Líneas	300 - 450 ft/min	1 - 5
- Líneas por gravedad	30 - 60 ft/min	0,15
Viscosidad > 10 cP		
- Succión de bomba	$(0,2 + d/20)$ ft/s	0,2
- Descarga de Bomba	$(0,5+d/10)$ ft/s	2
- Líneas	$(1+d/2)$ ft/s	—

Fuente: Ingeniería Básica de Pacific Rubiales

4.2.4 Cálculos hidráulicos

Cálculos en la succión

Tabla 77: CASO 2 - Succión

Datos de entrada		Resultados	
Caudal m ³ /s	0,028	Velocidad m/s	0,865
P1 Kpa	101,325	P2 Kpa	290,75
Peso específico KN/m ³	9,489	Reynolds	247,70
Diámetro interno m	0,203	NPSH disponible m	29,41
Viscosidad cinemática m ² /s	0,000709	Pérdidas m	0,00
Z2 m	-20,00	Factor de fricción	0,1277
Presión de vapor Kpa	12,00		
Longitud equivalente m	0,000		
Rugosidad m	0,000045		
	2,79856		

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
KBPD	Km		ft/s	ft/s
15	0	sch 40 8"	2,84	1 a 3

Fuente: Autor

NPSH disponible = 29,4 m

En la longitud equivalente para la línea de succión se ingresó un valor de 0, esto es debido a que se recomienda el uso de una bomba sumergible, por lo tanto no hay línea de succión.

Cálculos en la descarga

Tabla 78: CASO 2 - Descarga

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	6,625	MAWP (psig)	3165
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,28	Diámetro Interno	6,065
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	4,86
Longitud (km)	0,36	Rugosidad Relativa	0,000297
Altura Inicial (msnm)	-20	Número de Reynolds	322
Altura final (msnm)	7,681	Factor de Fricción	0,1989
Densidad (kg/m ³)	939,7	Delta P / km	192,71
Viscosidad (cSt)	709,162	Pérdidas por fricción (psig)	69,4
Rugosidad (pulg.)	0,0018	Presión estática (psig)	36,9
Flujo (bph)	625	Flujo (KBDO)	15,0
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	14,9
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	39
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	29
		Energía anual (KWH)	250761
		Costo anual energía (\$)	52659865

RESULTADO	
Presión de descarga (psig)	106,314
Pmax permisible - Pdescarga	3058,426

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
KBPD	Km		ft/s	ft/s
15	0,36	sch 40 6"	4,86	8 a 10

Fuente: Autor

En este caso se usó una línea de 6" para disminuir las pérdidas por fricción, con esto logramos disminuir la presión de descarga de la bomba y garantizar que la potencia no pase de 60 hp.

4.2.5 Selección de la bomba

Como no se cuenta con bibliografía de bombas sumergibles se seleccionará una bomba de desplazamiento positivo estándar.

La presión de selección de la bomba es la presión de descarga, no se tiene en cuenta el diferencial de presión con el fin de seleccionar una bomba un poco sobredimensionada y tener un factor de seguridad.

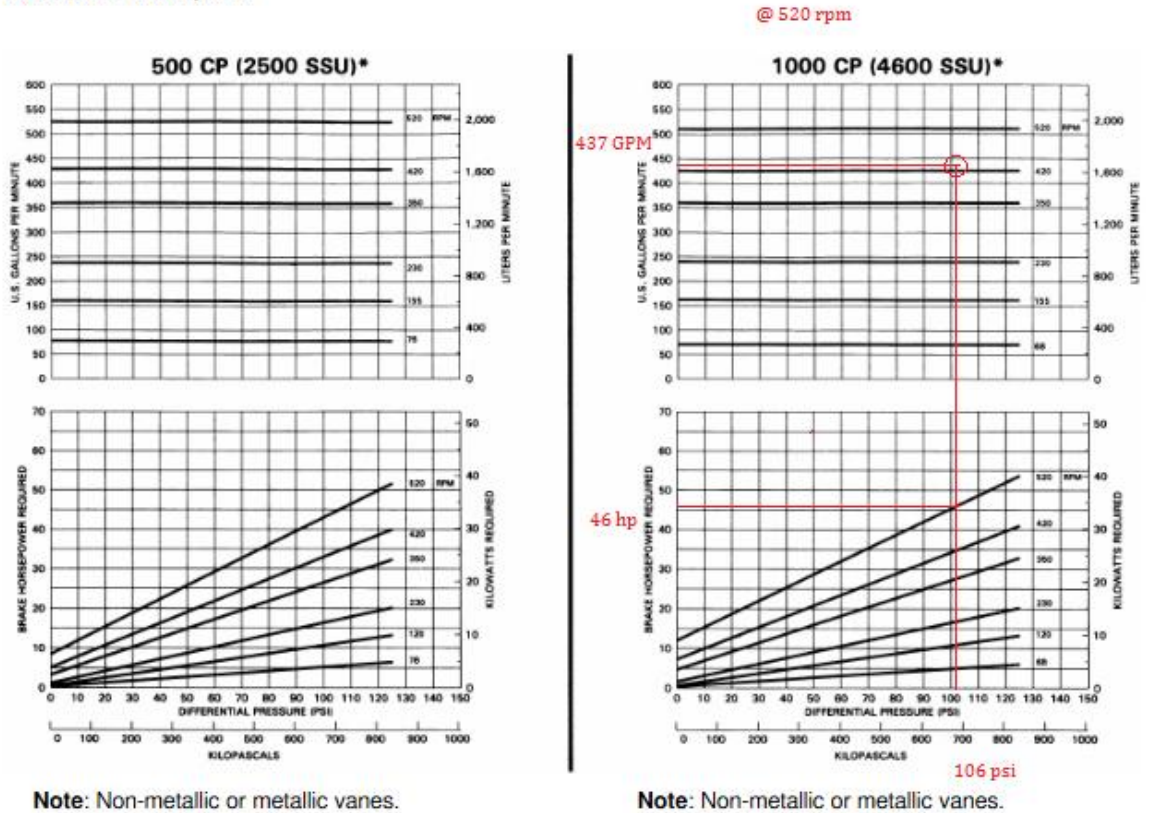
Tabla 79: CASO 2 - Datos de Selección

Datos de selección								
P descarga			Caudal			Viscosidad		
kpa	psi	bar	GPM	LPM	m³/h	cP	Cst	SSU
732,87	106,31	7,33	437,5	1656	99,34	666,4	709,1	3226,7

Fuente: Autor

Figura 127: CASO 2 - Curva Característica Bomba de Paletas

CHARACTERISTIC CURVES
Models: GX4, X4



Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011> p. 241

La selección es una bomba de paletas Blackmer X4 @ 520 rpm acoplada a un motor de 46 hp. Esta bomba trabaja fluidos de hasta 1000 cP, la viscosidad del crudo bombeado es de 666 cP.

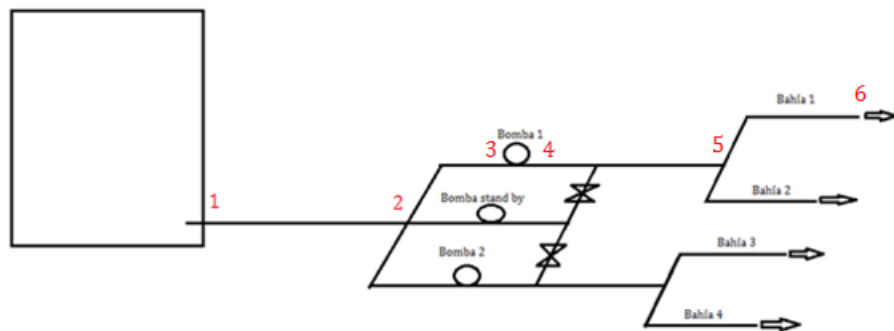
El fabricante no provee el dato del NPSH requerido, aunque el NPSH disponible es alto (29 m) y es muy probable que la bomba no tenga problemas de cavitación.

4.3 CASO 3

Se necesita garantizar una operación continua para el caso dos y se requiere cargar tractomulas para desalojar el fluido almacenado y llevarlo a una estación para lo mismo se deberá calcular a nivel de bombeo un sistema con 4 bahías de cargue de este producto. Para hacer funcional el sistema se requiere mantener una cabeza adecuada en el tanque que garantice no tener en ningún momento el tanque desocupado. Fluido bombeado API 13 20 % BSW a 60 °C.

4.3.1 Esquema hidráulico

Figura 128: CASO 3 - Esquema Hidráulico



Fuente: Autor

4. 3.2 Propiedades de los fluidos

Como el fluido bombeado es el mismo y a la misma temperatura las propiedades del fluido son las mismas del caso 2.

Tabla 80: CASO 3 - Propiedades de los Fluidos Caso 3

Temperatura 60°C				
Fluido	Densidad	Viscosidad	Presión de vapor	Peso específico
	kg/m ³	cSt	Kpa	KN/m ³
API 13	928,617	709,162	10	9,77
Agua	984	0,467	19,94	9,65
API 13 20% BSW	939,7	709,162	12	9,4892

Fuente: Autor

4.3.3 Dimensiones según las normas API

El dimensionamiento de tanques es calculado por una hoja de Excel, en ella debemos ingresar los datos de volumen de trabajo (BLS) y la densidad del fluido (lb/ft³).

El tamaño API recomendado es de 60 ft (28,287 m) de diámetro y 36 ft (10,97 m) de altura. Se asume que el tanque mantiene el nivel del fluido hasta un 70% de la altura del tanque.

$$\text{Altura fluido} = \text{Altura tanque} * 0,7$$

$$\text{Altura fluido} = 36 * 0,7$$

$$\text{Altura fluido} = 25,2 \text{ ft} = 7,68 \text{ m}$$

4.3.4 Criterios de velocidad

Tabla 71: CASO 3 - Criterios de velocidad

Servicio	Velocidad máxima [ft/s]	Máximo $\Delta P/100$ ft [psi]
Recomendación General	5 - 15	4
Flujo Laminar	4 - 5	—
Flujo Turbulento Densidad del Líquido (lb/ft ³)		
- 100	5 - 8	—
- 50	6 - 10	—
- 20	10 - 15	—
Succión de bombas		
- Líquidos en punto de equilibrio con el vapor para tuberías $\leq 8"$ para tuberías $> 8"$	1 - 3 6 máx.	0,5 0,5
- Líquidos subenfriados para tuberías $\leq 8"$ para tuberías $> 8"$	3 - 5 12 máx. 4 - 8	1,5 1,5 0,4
Descarga de bombas		
0 - 250 GPM	6 - 8	4
250 - 700 GPM	8 - 10	4
> 700 GPM	10 - 15	2
Flujo por gravedad	3 - 8	0,4
Sistemas hidráulicos de aceite	7 - 15	—
Entrada de aceite lubricante	2,5 - 4	—
Salida de Aceite Lubricante	0,7 - 1	—
Líquidos Viscosos	1,7	—
Viscosidad < 10 cP		
- Succión de bomba	$(1,3 + d/6)$ ft/s	0,05 - 0,5
- Descarga de Bomba	$(4+d/2)$ ft/s	2
- Líneas	300 - 450 ft/min	1 - 5
- Líneas por gravedad	30 - 60 ft/min	0,15
Viscosidad > 10 cP		
- Succión de bomba	$(0,2 + d/20)$ ft/s	0,2
- Descarga de Bomba	$(0,5+d/10)$ ft/s	2
- Líneas	$(1+d/2)$ ft/s	—

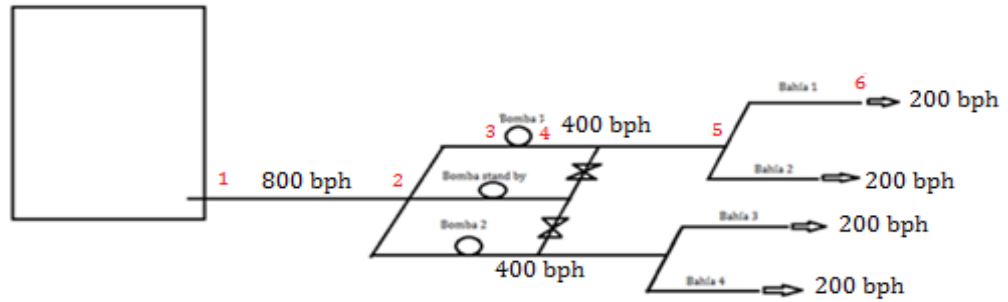
Fuente: Ingeniería Básica de Pacific Rubiales

4.3.5 Cálculos hidráulicos

Para poder realizar los cálculos hidráulicos es necesario dividir el sistema por tramos, ya que como se ve en el esquema hidráulico, el caudal varía a través de las líneas, por lo tanto habrá una variación en la velocidad y por ende en el diámetro de las líneas.

Se requiere extraer 15000 BPD, para lograrlo se debe determinar el caudal en cada bahía de cargue. El volumen del carrotanque es aproximadamente 200 BLS, si manejamos un flujo de 200 bph en cada bahía, cada bomba deberá manejar 400 bph, por lo tanto el flujo total manejado es de 800 bph, el sistema tendrá la capacidad de extraer 19200 BPD. En otras palabras esta configuración permite extraer los 15000 BLS en 19 horas dejando 5 horas para imprevistos.

Figura 129: CASO 3 - División del Caudal



Fuente: Autor

Cálculos hidráulicos en la succión

- Cálculos en el tramo 1-2

Tabla 81: CASO 3 - Succión 1-2

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS		
Diámetro Exterior (pulg.)	8,625	MAWP (psig)	2796	
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,322	Diámetro Interno	7,981	
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	3,59	
Longitud (km)	0,020	Rugosidad Relativa	0,000222	
Altura Inicial (msnm)	7	Número de Reynolds	313	
Altura final (msnm)	0	Factor de Fricción	0,2045	
Densidad (kg/m ³)	939,700	Delta P / km	82,27	
Viscosidad (cSt)	709,162	Pérdidas por fricción (psig)	1,65	
Rugosidad (pulg.)	0,001772	Presión estática (psig)	-9,341	
Flujo (bph)	800	Flujo (KBDO)	19,2	
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	19,0	
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	-4	
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	-3	
		Energía anual (KWH)	-23233	
		Costo anual energía (\$)	-4878956	
RESULTADO				
Presión de descarga (psig)		-7,695		
Pmax permisible - Pdescarga		2803,215		
Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
bph	m		ft/s	ft/s
800	20	sch 40 8"	3,59	1 a 3 max 6

Fuente: Autor

- **Cálculos en el tramo 2-3**

Tabla 82: CASO 3 - Succión 2-3

DATOS DE ENTRADA	
Diámetro Exterior (pulg.)	6,625
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,28
SMYS (psig)	52000
Longitud (km)	0,020
Altura Inicial (msnm)	0
Altura final (msnm)	0
Densidad (kg/m ³)	939,700
Viscosidad (cSt)	709,162
Rugosidad (pulg.)	0,001772
Flujo (bph)	400
Presión de llegada al final (psig)	0
Horas operación al año (max 8760)	8672,4
Costo KWH (\$)	210

RESULTADO	
Presión de descarga (psig)	2,467
Pmax permisible - Pdescarga	3162,273

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
bph	m		ft/s	ft/s
400	20	sch 40 6"	3,11	1 a 3 max 6

CALCULOS HIDRÁULICOS	
MAWP (psig)	3165
Diámetro Interno	6,065
Velocidad (pie/seg)	3,11
Rugosidad Relativa	0,000292
Número de Reynolds	206
Factor de Fricción	0,3108
Delta P / km	123,34
Pérdidas por fricción (psig)	2,467
Presión estática (psig)	0,000
Flujo (KBDO)	9,6
Flujo (KBDC)	9,5
Potencia (HP) (efic 70%)	1
Potencia (KW)	0
Energía anual (KWH)	3724
Costo anual energía (\$)	781975

Fuente: Autor

- **Cálculo de la altura mínima en el tanque**

Se debe garantizar que el sistema sea capaz de mover el fluido hasta la succión de la bomba, por lo tanto la presión estática, en el tanque de succión, debe ser suficiente para vencer las pérdidas por fricción. En el tramo 1-2 se pierde 1,7 psig, en el tramo 2-3 se pierde 2,5 psig. Por lo tanto la presión estática debe ser como mínimo de 4,2 psig. Calculamos la altura correspondiente a 4,2 psig.

Tabla 83: CASO 3 - Altura Mínima de Succión

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	8,625	MAWP (psig)	2796
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,322	Diámetro Interno	7,981
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	3,59
Longitud (km)	0,020	Rugosidad Relativa	0,000222
Altura Inicial (msnm)	3,18	Número de Reynolds	313
Altura final (msnm)	0	Factor de Fricción	0,2045
Densidad (kg/m3)	939,700	Delta P / km	82,27
Viscosidad (cSt)	709,162	Pérdidas por fricción (psig)	1,65
Rugosidad (pulg.)	0,001772	Presión estática (psig)	-4,2
Flujo (bph)	800	Flujo (KBDO)	19,2
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	19,0
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	-1
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	-1
		Energía anual (KWH)	-7844
		Costo anual energía (\$)	-1647178

Fuente: Autor

Para tener una presión estática de 4,2 psig el tanque debe estar lleno 3,18 m, si el tanque baja de este nivel, el fluido no llega hasta la succión de la bomba.

- **Cálculo del NPSH disponible**

$$\text{NPSH disponible} = \frac{P_o - P_{\text{vapor}}}{\gamma} + H_{\text{succión}} - \text{Pérdidas succión}$$

P_o = presión en la superficie del tanque de succión (m)

P_{vapor} = Presión de vapor (Kpa)

$H_{\text{succión}}$ = Altura de succión (m)

Pérdidas succión (m)

γ = peso específico KN/m³

$$\text{NPSH disponible} = \frac{101,325 - 12}{9,4892} + 3,18 - 3,18 = 9,41 \text{ m}$$

Cálculos hidráulicos en la descarga.

- Cálculos en el tramo 4-5

Tabla 84: CASO 3 - Descarga 4-5

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	4,5	MAWP (psig)	3944
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,237	Diámetro Interno	4,026
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	7,06
Longitud (km)	0,020	Rugosidad Relativa	0,000440
Altura Inicial (msnm)	0	Número de Reynolds	310
Altura final (msnm)	0	Factor de Fricción	0,2063
Densidad (kg/m3)	939,700	Delta P / km	635,21
Viscosidad (cSt)	709,162	Pérdidas por fricción (psig)	12,704
Rugosidad (pulg.)	0,001772	Presión estática (psig)	0,000
Flujo (bph)	400	Flujo (KBDO)	9,6
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	9,5
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	3
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	2
		Energía anual (KWH)	19178
		Costo anual energía (\$)	4027364

RESULTADO	
Presión de descarga (psig)	12,704
Pmax permisible - Pdescarga	3930,976

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
bph	m		ft/s	ft/s
400	20	sch 40 4"	7,06	8 a 10

Fuente: Autor

- Cálculos en el tramo 5-6

Tabla 85: CASO 3 - Descarga 5-6

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	3,5	MAWP (psig)	4621
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,216	Diámetro Interno	3,068
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	6,07
Longitud (km)	0,040	Rugosidad Relativa	0,000578
Altura Inicial (msnm)	0	Número de Reynolds	204
Altura final (msnm)	3	Factor de Fricción	0,3145
Densidad (kg/m3)	937,900	Delta P / km	940,01
Viscosidad (cSt)	709,162	Pérdidas por fricción (psig)	37,600
Rugosidad (pulg.)	0,001772	Presión estática (psig)	3,995
Flujo (bph)	200	Flujo (KBDO)	4,80
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	4,8
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	5
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	4
		Energía anual (KWH)	31396
		Costo anual energía (\$)	6593098

RESULTADO	
Presión de descarga (psig)	41,596
Pmax permisible - Pdescarga	4579,570

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
bph	m		ft/s	ft/s
200	40	sch 40 3"	6,07	6 a 8

Fuente: Autor

El valor de tres metros en la altura final corresponde a la altura del carro tanque.

La presión descarga será la presión de descarga del tramo 4-5 más la presión de descarga del tramo 5-6 (54,3 psig).

3.6 Selección de la bomba

Tabla 86: CASO 3 - Datos de Selección

Datos de selección										
P descarga			Caudal			Viscosidad			NPSH disponible	
kpa	psi	bar	GPM	LPM	m3/h	cP	Cst	SSU	m	ft
374,33	54,30	3,74	280,0	1059,8	63,57	666,4	709,1	3226,7	9,41	30,87

Fuente: Autor

Figura 130: CASO 3 - Curva Característica de Bomba de Cavidades Progresivas



Always the Right Solution™

1000 Pumps
Date: April 1, 2004
Curve 22.03

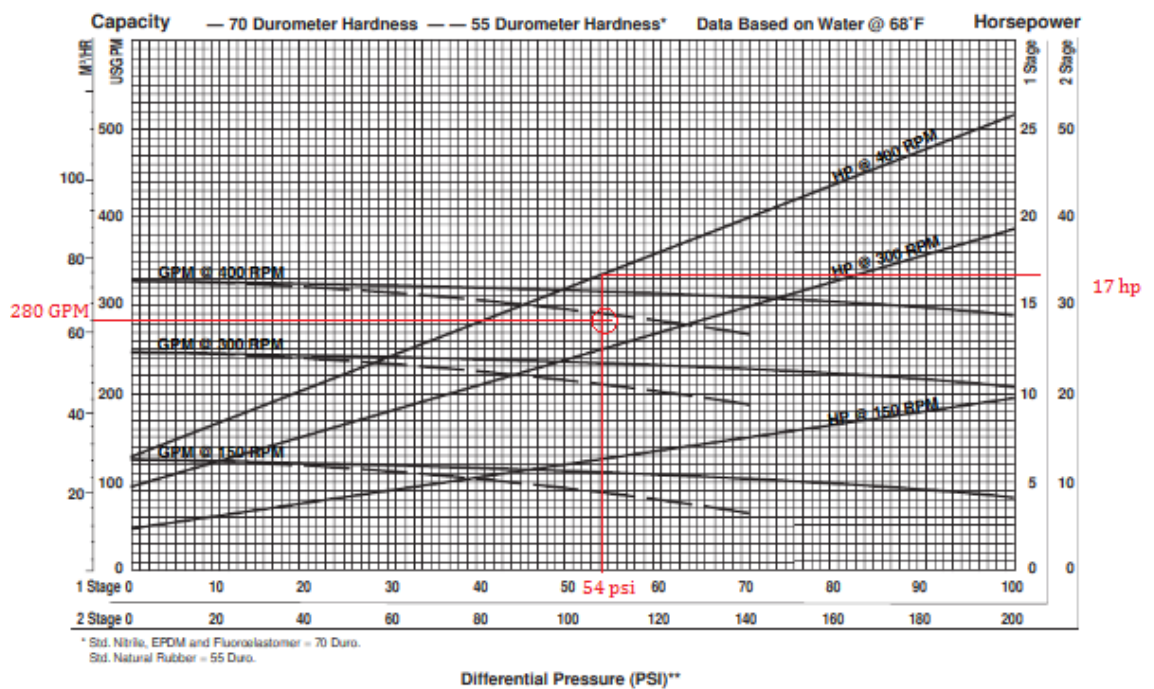
Performance Data

Models: A1JE, A2JE,
B1JE, B2JE

Use appropriate HP and pressure scales for the number of stages required.

NOTE: Pressure limits rated at 100 psi/ stage (70 Duro). Some models have additional limits. Please consult factory before making final selection.

	RPM	150	300	400
NPSH Required - (FL)		5.15	16.27	23.68
Minimum Recommended Motor HP	1 STG	5.00	7.50	10.00
	2 STG	7.50	10.00	20.00
Drive End HP Must be added to HP value from curve.		0.28	0.56	0.75



Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011> p. 63

La presión permisible por etapa es de 100 psi, como la bomba es de una etapa, la presión es de 54 psi, así que la bomba soporta esta presión.

El NPSH disponible es de 30,87 ft (9,41 m) y el NPSH requerido es de 23,68 ft (7,22 m), por lo tanto la bomba no cavita.

La selección es una bomba de cavidades progresivas Moyno @ 400 rpm acoplada a un motor de 17 hp.

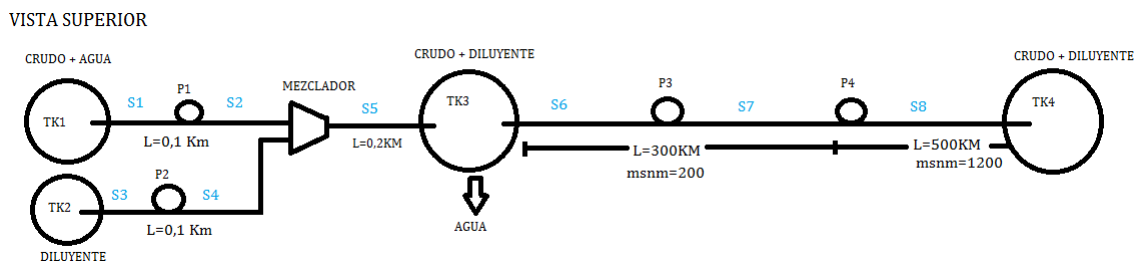
4.4 CASO 4

Suponiendo que del mismo tanque de almacenamiento no se va a descargar por carro tanque sino se va a llevar a un proceso en una facilidad:

- Se va a enviar a otro tanque de proceso a 15 KBPD donde se subirá la temperatura del crudo manejado para el ejercicio con la finalidad de disminuir el contenido de agua, adicionalmente previa la entrada se mezcla con diluyente el crudo recibido en este tanque dando como producto final un API 20 al tener una mezcla el tanque de recepción contara con capacidad adicional de 3000 BBL, el crudo es un API 13 20 % BSW.
- Cantidad de diluyente para llevar el crudo a la especificación deseada, proporción de la mezcla, dimensionamiento equipos bombeo diluyente, dimensionamiento básico de líneas de succión-descarga y tanque de almacenamiento mínimo para garantizar 1 día de autonomía sin interrupciones.
- Equipos para bombear el fluido final a una siguiente estación de bombeo a 300 KM y 200m de altura sobre el nivel del mar, la estación que recibe este fluido recibirá el fluido y lo relanzara por el oleoducto 500 KM y subirá 1000m mas sobre el nivel del mar hasta una estación de refinamiento., para ello dimensionemos las líneas y los equipos, propongamos los equipos más adecuados para esta solución. (anexar tablas de referencia y supuestos empleados).

4.4.1 Diagrama de flujo del proceso

Figura 131: CASO 4 - Diagrama de Flujo



Fuente: Autor

4.4.2 Propiedades de los fluidos

Propiedades del agua

Tabla 70: CASO 4 - Propiedades del Agua

PROPIEDADES DEL AGUA					
Temperatura	Presión de vapor	Peso específico	Densidad	Viscosidad	
°C	Kpa	KN/m3	kg/m3	pa*s	m2/s
0	0,611	9,81	1000	1,75E-03	1,75E-06
5	0,8721	9,81	1000	1,52E-03	1,52E-06
10	2,2276	9,81	1000	1,30E-03	1,30E-06
15	1,7051	9,81	1000	1,15E-03	1,15E-06
20	2,339	9,79	998	1,02E-03	1,02E-06
25	3,169	9,78	997	8,91E-04	8,94E-07
30	4,246	9,77	996	8,00E-04	8,03E-07
35	5,628	99,75	994	7,18E-04	7,22E-07
40	7,384	9,73	992	6,51E-04	6,56E-07
45	9,593	9,71	990	5,94E-04	6,00E-07
50	12,349	9,69	988	5,41E-04	5,48E-07
55	15,758	9,67	986	4,98E-04	5,05E-07
60	19,94	9,65	984	4,60E-04	4,67E-07
65	25,03	9,62	981	4,31E-04	4,39E-07
70	31,19	9,59	978	4,02E-04	4,11E-07
75	38,58	9,56	975	3,73E-04	3,83E-07
80	47,39	9,53	971	3,50E-04	3,60E-07
85	57,83	9,5	968	3,30E-04	3,41E-07
90	70,14	9,47	965	3,11E-04	3,22E-07
95	84,55	9,44	962	2,92E-04	3,04E-07
100	101,35	9,4	958	2,82E-04	2,94E-07

Fuente: Máquinas Hidráulicas. Emil Hernández. p. 81

Propiedades del Crudo API 13

Tabla 75: CASO 4 - Viscosidad Crudo

TEMPERATURA (°F)	Deshidratado	90% crudo-10%Agua	80% crudo-20%Agua	70% crudo-30% agua	60% crudo-40% Agua	50% crudo-50% Agua
80	6591	9828	13580	24313	33415	66559
100	2118	3155	4095	7030	10440	19160
120	858	1201	1561	2485	4320	7540
140	374	526.0	666.4	1004	1761	2881
160	186	260.0	317.0	462.0	830.0	1290
180	103	140.0	170.0	236.4	440.8	658.2
200	61.40	81.89	95.96	132.2	249.2	358.4
220	39.04	51.27	60.44	79.33	150.2	209.3
240	26.22	33.95	39.50	50.64	95.8	129.7
260	18.44	23.57	27.12	34.04	64.15	84.7

Fuente: Ingeniería Básica de Pacific Rubiales

Balance de masa

Es necesario hacer un balance de masa del sistema para poder determinar la densidad y el flujo de las mezclas. En la siguiente tabla se muestra el balance de masa del sistema.

Tabla 87: CASO 4 - Balance de Masa del Sistema Caso 4

API Crudo	13	API Nafta	65	Dilución	17,5%
Balance de Masa					
	1	2	3	4	5
	Salida de Tk 15	Entrada de Diluyente	Mezcla a Tk	crudo deshidratad o	Salida Agua
Temp °F	140	140	140	140	140
Presion	20	20	50	50	45
Agua(lb/hr)	42.995	0	42.995	1.003	41.992
Crudo (lb/hr)	166.638	0	166.638	166.638	0
Nafta (lb/hr)	0	23.879	23.387	23.387	0
Total (Lb/hr)	209.632	23.879	233.019	191.027	41.992
Agua BPD	3.000	0	3.000	70	2.930
Crudo BPD	12.000	0	12.000	12.000	0
Nafta BPD	0	2.545	2.545	2.545	0
Total BFPD	15.000	2.545	17.545	14.615	2.930
BS&W	20%	0,0%	17,1%	0,5%	100,0%
Agua- lb/ft3	61,3	61,3	61,3	61,3	61,3
Crudo- lb/ft3	59,4	59,4	59,4	59,4	59,4
Nafta- lb/ft3	40,1	40,1	39,3	39,3	39,4
Fluido- lb/ft3	59,7	40,1	56,8	55,9	61,3
Agua- kg/m3	983,6	983,6	983,6	983,6	983,6
Crudo- kg/m3	953,1	953,1	953,1	953,1	953,1
Nafta- kg/m3	644,0	644,0	630,7	630,7	632,9
Fluido-kg/m3	959,2	644,0	911,5	897,1	983,6
Agua- lb/bl	344,0	344,0	344,0	344,0	344,0
Crudo- lb/bl	333,3	333,3	333,3	333,3	333,3
Nafta- lb/bl	225,2	225,2	220,5	220,5	221,3
Fluido- lb/bl	335,41	225,19	318,75	313,70	343,96
Viscosidad Cst	694,70	0,78	250,00	100,00	1,00

Temperatura 60°C				
Fluido	Densidad kg/m3	Viscosidad cSt	Presión de vapor Kpa	Peso específico KN/m3
Crudo	953,1	392,4	10	9,449
Crudo + Agua	959,2	694,7	12	9,4892
Agua	983,6	0,468	19,94	9,65
Nafta	644	0,776	82,7	6,95
Crudo + Nafta + Agua	911,5	250	24,37	9,05
Crudo deshidratado + Nafta	897,1	100	22,72	9

Fuente: Autor

4.4.3 Dimensionamiento de tanques según la norma API 650

El dimensionamiento de tanques es calculado por una hoja de Excel, en ella debemos ingresar los datos de volumen de trabajo (BLS) y la densidad del fluido (lb/ft³).

Tabla 88: CASO 4 - Dimensionamiento de Tanques

Tanques	Volumen de trabajo	Diemnsiones recomendadas		Desnsidad
	BLS	Diámetro ft	Altura ft	lb/ft3
TK1	15000	60	36	59,7
TK2	2545	35	24	40,1
TK3	17545,0	60,0	40	56,8

Fuente: Autor

4.4.4 Caudal necesario para garantizar un API 20

Se debe tener en cuenta que el crudo pesado tiene un 20 % de agua, para calcular el caudal de diluyente se debe tener en cuenta solamente el caudal de crudo. Como se tienen 15000 BLS de un crudo API 13 20 % BSW, el caudal del crudo sin es de 12000 BLS.

Para determinar el caudal de diluyente necesario para obtener una mezcla de API 20 se necesita hacer un balance de masa. Para facilitar los cálculos el balance de masa fue llevado a una hoja de cálculo en Excel. En las siguientes tablas se muestra el balance de masa para este caso.

Tabla 89: CASO 4 - Balance de Masa Obtención API 20

PROPIEDADES DE MEZCLAS DE CRUDO PESADO CON HIDROCARBUROS LIVIANOS					
TEMPERATURA CRUDO , °C		% de Dilución			
Crudo	° API 60°F	17,5%	18,8%	22,7%	25%
Nafta	65,0	17,5	0,0	0,0	0,0
Crudo Liviano	60,0	0,0	18,8	0,0	0,0
Crudo Liviano	50,0	0,0	0,0	22,7	0,0
Crudo Liviano	45,0	0,0	0,0	0,0	25,5
Crudo pesado	13,0	82,5	81,2	77,3	74,5
	BLS	100,0	100,0	100,0	100,0
	API	20,0	20,0	20,0	20,0
	G.E-	0,9340	0,9340	0,9340	0,9340

	bpd	bpd	bpd	
API dil	crudo	mezcla	diluyente	% dil
65	12000	14545	2545	17,5%
60	12000	14783	2783	18,8%
50	12000	15517	3517	22,7%
45	12000	16104	4104	25,5%

Fuente: Autor

En este caso se usó como diluyente la nafta, porque de todos los diluyentes disponibles es el que menos porcentaje necesita para obtener el API requerido, lo que implica un caudal menor y una bomba que requiere menos potencia.

El caudal de diluyente es de 2545 bpd.

4.4.5 Criterios de velocidad

Tabla 71: CASO 4 - Criterios de velocidad

Servicio	Velocidad máxima [ft/s]	Máximo $\Delta P/100$ ft [psi]
Recomendación General	5 - 15	4
Flujo Laminar	4 - 5	—
Flujo Turbulento Densidad del Líquido (lb/ft ³)		
– 100	5 - 8	—
– 50	6 - 10	—
– 20	10 - 15	—
Succión de bombas		
– Líquidos en punto de equilibrio con el vapor para tuberías ≤ 8 "	1 - 3	0,5
– Líquidos subenfriados para tuberías ≤ 8 "	6 máx.	0,5
– Líquidos subenfriados para tuberías ≤ 8 "	3 - 5	1,5
– Líquidos subenfriados para tuberías > 8 "	12 máx.	1,5
– Líquidos subenfriados para tuberías > 8 "	4 - 8	0,4
Descarga de bombas		
0 - 250 GPM	6 - 8	4
250 - 700 GPM	8 - 10	4
> 700 GPM	10 - 15	2
Flujo por gravedad	3 - 8	0,4
Sistemas hidráulicos de aceite	7 - 15	—
Entrada de aceite lubricante	2,5 - 4	—
Salida de Aceite Lubricante	0,7 - 1	—
Líquidos Viscosos	1,7	—
Viscosidad < 10 cP		
– Succión de bomba	$(1,3 + d/6)$ ft/s	0,05 - 0,5
– Descarga de Bomba	$(4+d/2)$ ft/s	2
– Líneas	300 - 450 ft/min	1 - 5
– Líneas por gravedad	30 - 60 ft/min	0,15
Viscosidad > 10 cP		
– Succión de bomba	$(0,2 + d/20)$ ft/s	0,2
– Descarga de Bomba	$(0,5+d/10)$ ft/s	2
– Líneas	$(1+d/2)$ ft/s	—

Fuente: Ingeniería Básica de Pacific Rubiales

4.4.6 Cálculos hidráulicos

Succión de p1 (crudo + agua)

Tabla 90: CASO 4 - Succión p1

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	8,625	MAWP (psig)	2796
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,322	Diámetro Interno	7,981
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	2,81
Longitud (km)	0,02	Rugosidad Relativa	0,000226
Altura Inicial (msnm)	7	Número de Reynolds	250
Altura final (msnm)	0	Factor de Fricción	0,2564
Densidad (kg/m3)	959,2	Delta P / km	64,27
Viscosidad (cSt)	694,700	Pérdidas por fricción (psig)	1,3
Rugosidad (pulg.)	0,0018	Presión estática (psig)	-9,5
Flujo (bph)	625	Flujo (KBDO)	15,0
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	14,9
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	-3
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	-2
		Energía anual (KWH)	-19457
		Costo anual energía (\$)	-4086008
RESULTADO			
Presión de descarga (psig)	-8,249		
Pmax permisible - Pdescarga	2803,769		

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
bph	m		ft/s	ft/s
625	20	sch 40 8"	2,81	1 a 3 max 6

Fuente: Autor

- **Cálculo de la altura mínima del tanque de succión**

La presión estática debe ser como mínimo igual a las pérdidas por fricción. Una presión estática de 1,3 psig corresponde a 1 m, por lo tanto el tanque debe permanecer con una altura de un metro o más.

Tabla 91: CASO 4 - Altura Mínima p1

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	8,625	MAWP (psig)	2796
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,322	Diámetro Interno	7,981
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	2,81
Longitud (km)	0,02	Rugosidad Relativa	0,000226
Altura Inicial (msnm)	1	Número de Reynolds	250
Altura final (msnm)	0	Factor de Fricción	0,2564
Densidad (kg/m3)	959,2	Delta P / km	64,27
Viscosidad (cSt)	694,700	Pérdidas por fricción (psi)	1,3
Rugosidad (pulg.)	0,0018	Presión estática (psig)	-1,4
Flujo (bph)	625	Flujo (KBDO)	15,0
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	14,9
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	0
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	0
		Energía anual (KWH)	-181
		Costo anual energía (\$)	-38018

Fuente: Autor

- **Cálculo del NPSH disponible**

$$\text{NPSH disponible} = \frac{P_o - P_{\text{vapor}}}{\gamma} - H_{\text{succión}} - \text{Pérdidas succión}$$

P_o = presión en la superficie del tanque de succión (m)

P_{vapor} = Presión de vapor (Kpa)

$H_{\text{succión}}$ = Altura de succión (m)

Pérdidas succión (m)

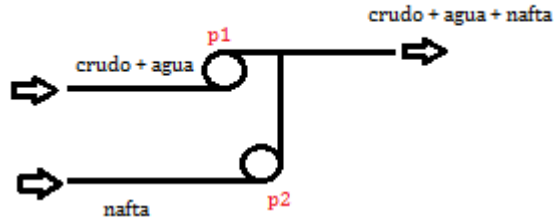
γ = peso específico KN/m³

$$\text{NPSH disponible} = \frac{101,325 - 12}{9,4892} + 1 - 1 = 9,41 \text{ m}$$

Descarga de p1 (crudo + agua + nafta)

Se asume que la descarga de la bomba p2 (nafta) se conecta a una distancia muy corta de la descarga de la bomba p1 (crudo + agua), por esta razón la descarga de p1 debe manejar la mezcla crudo + agua + nafta.

Figura 132 CASO 4 - Detalle descarga p1 y p2



Fuente: Autor

Tabla 92: CASO 4 - Descarga p1

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	6,625	MAWP (psig)	3165
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,28	Diámetro Interno	6,065
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	5,65
Longitud (km)	0,15	Rugosidad Relativa	0,000292
Altura Inicial (msnm)	0	Número de Reynolds	1062
Altura final (msnm)	7	Factor de Fricción	0,0603
Densidad (kg/m3)	911,5	Delta P / km	76,68
Viscosidad (cSt)	250,000	Pérdidas por fricción (psig)	11,5
Rugosidad (pulg.)	0,00177	Presión estática (psig)	9,1
Flujo (bph)	727,25	Flujo (KBDO)	17,454
Presión de llegada al final (psig)	10	Flujo (KBDC)	17,3
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	13
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	10
		Energía anual (KWH)	83880
		Costo anual energía (\$)	17614849

RESULTADO	
Presión de descarga (psig)	30,562
Pmax permisible - Pdescarga	3134,177

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
bph	m		ft/s	ft/s
727,25	150	sch 40 6"	5,65	8 a 10

Fuente: Autor

Se asume que la pérdida de presión en el mezclador es de 10 psi, por lo tanto se ingresó un valor 10 psi en la presión de llegada.

Succión de p2 (nafta)

Tabla 93: CASO 4 - Succión p2

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	3,5	MAWP (psig)	4621
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,216	Diámetro Interno	3,068
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	3,21
Longitud (km)	0,02	Rugosidad Relativa	0,000587
Altura Inicial (msnm)	4	Número de Reynolds	99187
Altura final (msnm)	0	Factor de Fricción	0,0208
Densidad (kg/m3)	644,0	Delta P / km	11,96
Viscosidad (cSt)	0,770	Pérdidas por fricción (psig)	0,2
Rugosidad (pulg.)	0,0018	Presión estática (psig)	-3,7
Flujo (bph)	106	Flujo (KBDO)	2,5
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	2,5
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	0
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	0
		Energía anual (KWH)	-1365
		Costo anual energía (\$)	-286749
RESULTADO			
Presión de descarga (psig)	-3,419		
Pmax permisible - Pdescarga	4624,584		

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
bph	m		ft/s	ft/s
106	20	sch 40 3"	3,21	1 a 3 max 6

Fuente: Autor

- **Cálculo de la altura mínima del tanque de succión**

Como la pérdidas por fricción son casi despreciables, la altura mínima también es muy pequeña, se puede decir que este tanque puede trabajar a cualquier altura, pero se debe garantizar que la bomba no succione aire por lo que se tomará una altura mínima de 1,5 m.

- **Cálculo del NPSH disponible**

$$\text{NPSH disponible} = \frac{P_o - P_{\text{vapor}}}{\gamma} + H_{\text{succión}} - \text{Pérdidas succión}$$

P_o = presión en la superficie del tanque de succión (m)

P_{vapor} = Presión de vapor (Kpa)

$H_{\text{succión}}$ = Altura de succión (m)

Pérdidas succión (m)

γ = peso específico KN/m³

$$\text{NPSH disponible} = \frac{101,325 - 82,7}{6,95} + 1,5 - 0,26 = 4 \text{ m}$$

Descarga de p2 (nafta)

Tabla 94: CASO 4 - Descarga p2

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS			
Diámetro Exterior (pulg.)	2,375	MAWP (psig)	4855		
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,154	Diámetro Interno	2,067		
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	7,10		
Longitud (km)	0,05	Rugosidad Relativa	0,000856		
Altura Inicial (msnm)	0	Número de Reynolds	146295		
Altura final (msnm)	0	Factor de Fricción	0,0211		
Densidad (kg/m3)	644,0	Delta P / km	87,65		
Viscosidad (cSt)	0,776	Pérdidas por fricción (psig)	4,4		
Rugosidad (pulg.)	0,00177	Presión estática (psig)	0,0		
Flujo (bph)	106,042	Flujo (KBDO)	2,545		
Presión de llegada al final (psig)	30,562	Flujo (KBDC)	2,5		
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	2		
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	2		
		Energía anual (KWH)	13984		
		Costo anual energía (\$)	2936738		
RESULTADO					
		Presión de descarga (psig)	34,944		
		Pmax permisible - Pdescarga	4820,433		
Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	criterio velocidad	
bph	m		ft/s	ft/s	
106	50	sch 40 2"	7,1	6 a 8	

Fuente: Autor

La presión de llegada de la bomba p2 debe ser igual a la presión de descarga de la bomba p1, si es menor habrá flujo entrando a la bomba desde la línea de descarga. En otras palabras la presión de descarga de p2 es igual a las pérdidas por fricción más la presión de descarga de la bomba p1.

Succión p3 (crudo deshidratado + nafta)

Tabla 95: CASO 4 - Succión p3

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	6,625	MAWP (psig)	3165
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,28	Diámetro Interno	6,065
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	4,73
Longitud (km)	0,050	Rugosidad Relativa	0,000297
Altura Inicial (msnm)	6	Número de Reynolds	2223
Altura final (msnm)	0	Factor de Fricción	0,0301
Densidad (kg/m3)	897,1	Delta P / km	26,45
Viscosidad (cSt)	100,000	Pérdidas por fricción (psig)	1,32
Rugosidad (pulg.)	0,0018	Presión estática (psig)	-7,6
Flujo (bph)	609	Flujo (KBDO)	14,615
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	14,5
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	-2
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	-2
		Energía anual (KWH)	-14526
		Costo anual energía (\$)	-3050428
RESULTADO			
Presión de descarga (psig)	-6,321		
Pmax permisible - Pdescarga	3171,060		

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
bph	m		ft/s	ft/s
609	50	sch 40 6"	4,73	1 a 3 max 6

Fuente: Autor

- **Cálculo de la altura mínima de succión**

Tabla 96: CASO 4 - Altura Mínima p3

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	6,625	MAWP (psig)	3165
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,28	Diámetro Interno	6,065
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	4,73
Longitud (km)	0,050	Rugosidad Relativa	0,000297
Altura Inicial (msnm)	1	Número de Reynolds	2223
Altura final (msnm)	0	Factor de Fricción	0,0301
Densidad (kg/m3)	897,1	Delta P / km	26,45
Viscosidad (cSt)	100,000	Pérdidas por fricción (psi)	1,32
Rugosidad (pulg.)	0,0018	Presión estática (psig)	-1,3
Flujo (bph)	609	Flujo (KBDO)	14,615
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	14,5
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	0
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	0
		Energía anual (KWH)	112
		Costo anual energía (\$)	23527

Fuente: Autor

La altura mínima de succión es de 1 m.

- **Cálculo del NPSH disponible**

$$\text{NPSH disponible} = \frac{P_o - P_{\text{vapor}}}{\gamma} + H_{\text{succión}} - \text{Pérdidas succión}$$

P_o = presión en la superficie del tanque de succión (m)

P_{vapor} = Presión de vapor (Kpa)

$H_{\text{succión}}$ = Altura de succión (m)

Pérdidas succión (m)

γ = peso específico KN/m³

$$\text{NPSH disponible} = \frac{101,325 - 22,72}{9} + 1 - 1 = 8,73 \text{ m}$$

Descarga p3 (crudo deshidratado + nafta)

Tabla 97: CASO 4 - Descarga p3

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	16	MAWP (psig)	2340
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,5	Diámetro Interno	15
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	0,77
Longitud (km)	300,00	Rugosidad Relativa	0,000118
Altura Inicial (msnm)	0	Número de Reynolds	899
Altura final (msnm)	200	Factor de Fricción	0,0712
Densidad (kg/m3)	897,1	Delta P / km	0,68
Viscosidad (cSt)	100,000	Pérdidas por fricción (psig)	202,7
Rugosidad (pulg.)	0,00177	Presión estática (psig)	254,8
Flujo (bph)	608,958	Flujo (KBDO)	14,615
Presión de llegada al final (psig)	30	Flujo (KBDC)	14,5
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	173
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	129
		Energía anual (KWH)	1120243
		Costo anual energía (\$)	235251094

RESULTADO	
Presión de descarga (psig)	487,454
Pmax permisible - Pdescarga	1852,546

Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
bph	km		ft/s	ft/s
609	300	sch 40 16"	0,77	8 a 10

Fuente: Autor

Como la longitud equivalente es tan grande no se pueden manejar velocidades altas porque las pérdidas por fricción serían muy grandes, esto causaría un

aumento excesivo en la presión de descarga y en la potencia. Por esta razón se debe usar un diámetro grande en la línea.

La presión de llegada de p3 es de 30 psig porque se necesita que el fluido llegue con presión para que sea relanzado por la bomba p4. La presión de succión de p4 la entrega p3 y tiene un valor de 30 psig.

Descarga de p4 (crudo deshidratado + nafta)

Tabla 98: CASO 4 - Descarga p4

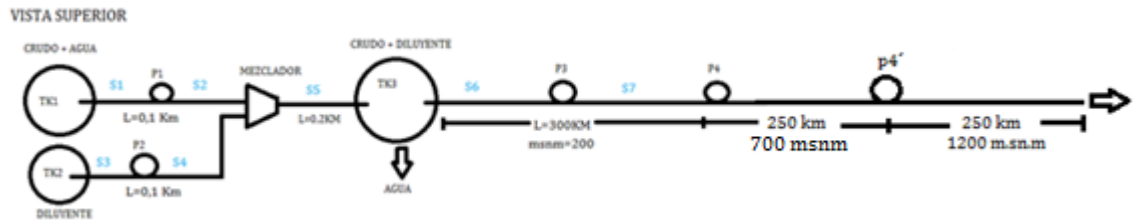
DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS	
Diámetro Exterior (pulg.)	16	MAWP (psig)	2340
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,5	Diámetro Interno	15
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	0,77
Longitud (km)	250,00	Rugosidad Relativa	0,000118
Altura Inicial (msnm)	200	Número de Reynolds	899
Altura final (msnm)	1200	Factor de Fricción	0,0712
Densidad (kg/m3)	897,1	Delta P / km	0,68
Viscosidad (cSt)	100,000	Pérdidas por fricción (psig)	168,9
Rugosidad (pulg.)	0,00177	Presión estática (psig)	1273,9
Flujo (bph)	608,958	Flujo (KBDO)	14,615
Presión de llegada al final (psig)	0	Flujo (KBDC)	14,5
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	513
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	382
		Energía anual (KWH)	3315728
		Costo anual energía (\$)	696302963
RESULTADO			
Presión de descarga (psig)	1442,780		
Pmax permisible - Pdescarga	897,220		

Fuente: Autor

La presión estática que debe vencer la bomba es de 1200 psig, esto quiere decir que la presión de descarga de la bomba va a estar siempre por encima de este valor. El caudal que debe manejar la bomba es de 430 GPM, al ser tan alta la presión de descarga se hace necesario el uso de bombas en paralelo porque las bombas que soportan estas presiones generalmente manejan caudales bajos, en el orden 100 a 150 GPM.

Se recomienda instalar otra unidad de bombeo a 250 Km y 700 m sobre el nivel del mar como se muestra en la imagen.

Figura 133: CASO 4 - Configuración Recomendada



Fuente: Autor

Usando esta configuración hay una reducción de la presión estática importante, de 1200 psig se reduce a 506 psig.

Tabla 99: CASO 4 - Descarga p4 Configuración Recomendada

DATOS DE ENTRADA		CALCULOS HIDRÁULICOS		
Diámetro Exterior (pulg.)	24	MAWP (psig)	2084	
Espesor Pared del tubo (pulg.)	0,668	Diámetro Interno	22,664	
SMYS (psig)	52000	Velocidad (pie/seg)	0,34	
Longitud (km)	250,00	Rugosidad Relativa	0,000078	
Altura Inicial (msnm)	200	Número de Reynolds	595	
Altura final (msnm)	700	Factor de Fricción	0,1076	
Densidad (kg/m3)	897,1	Delta P / km	0,13	
Viscosidad (cSt)	100,000	Pérdidas por fricción (psig)	32,4	
Rugosidad (pulg.)	0,00177	Presión estática (psig)	636,9	
Flujo (bph)	608,958	Flujo (KBDO)	14,615	
Presión de llegada al final (psig)	10	Flujo (KBDC)	14,5	
Horas operación al año (max 8760)	8672,4	Potencia (HP) (efic 70%)	241	
Costo KWH (\$)	210	Potencia (KW)	180	
		Energía anual (KWH)	1561246	
		Costo anual energía (\$)	327861689	
RESULTADO				
Presión de descarga (psig)	679,348			
Pmax permisible - Pdescarga	1404,812			
Caudal	L equivalente	Línea	Velocidad	Criterio velocidad
bph	km		ft/s	ft/s
609	250	sch 40 24"	0,34	8 a 10

Fuente: Autor

4.4.7 Selección de las bombas

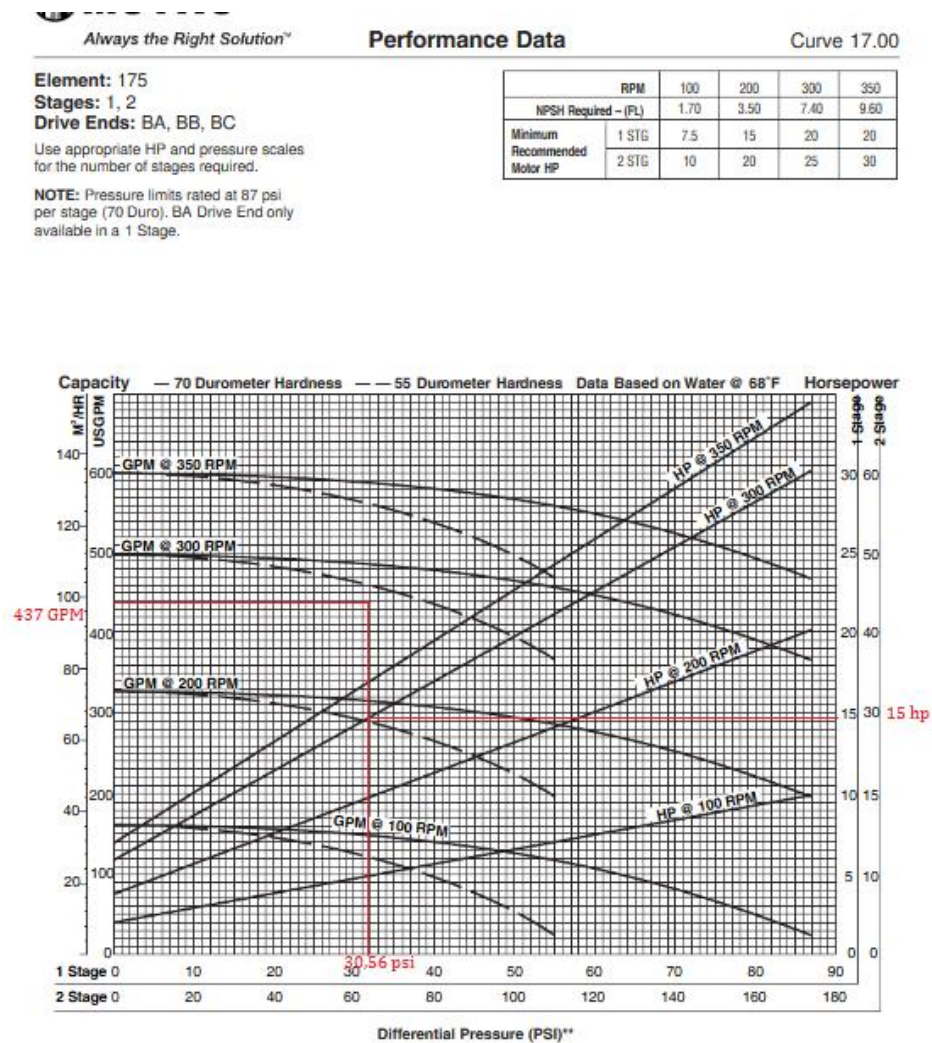
Para la selección de las bombas se tomó como presión de selección la presión de descarga y no el diferencial de presión con el fin de escoger una bomba un poco sobredimensionada y dar más confiabilidad al sistema.

Selección de p1

Tabla 100: CASO 4 - Datos de Selección p1

Datos de selección										
P descarga			Caudal			Viscosidad			NPSH disponible	
kpa	psi	bar	GPM	LPM	m3/h	cP	Cst	SSU	m	ft
210,67	30,56	2,10	437,56	1656	99,34	666,4	649,7	3160,88	9,41	30,87

Figura 134: CASO 4 - Curva Característica de Bomba de Cavidades Progresivas



Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011> p. 77

La presión por etapa permisible es de 87 psi, la presión de descarga es de 30 psi entonces la bomba si soporta esta presión.

El NPSH requerido es de 7,4 ft y el NPSH disponible es de 30,87 ft. Se puede asegurar que la bomba no cavita.

Se selecciona una bomba de cavidades progresivas Moyno 175 de una etapa @ 300 rpm acoplada a un motor de 15 hp.

Selección de p2

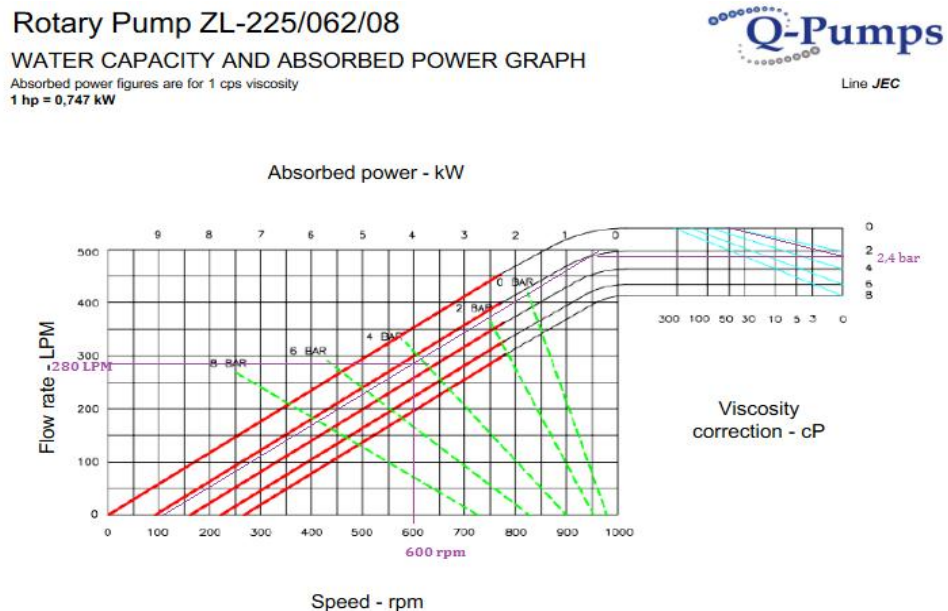
Tabla 101: CASO 4 - Datos de Selección p2

Datos de selección					
P descarga			Caudal		
kpa	psi	bar	GPM	LPM	m3/h
241,28	35,00	2,40	74,24	281	16,85

Viscosidad			NPSH disponible	
cP	Cst	SSU	m	ft
0,5	0,776	3,5	4	13,12

Fuente: Autor

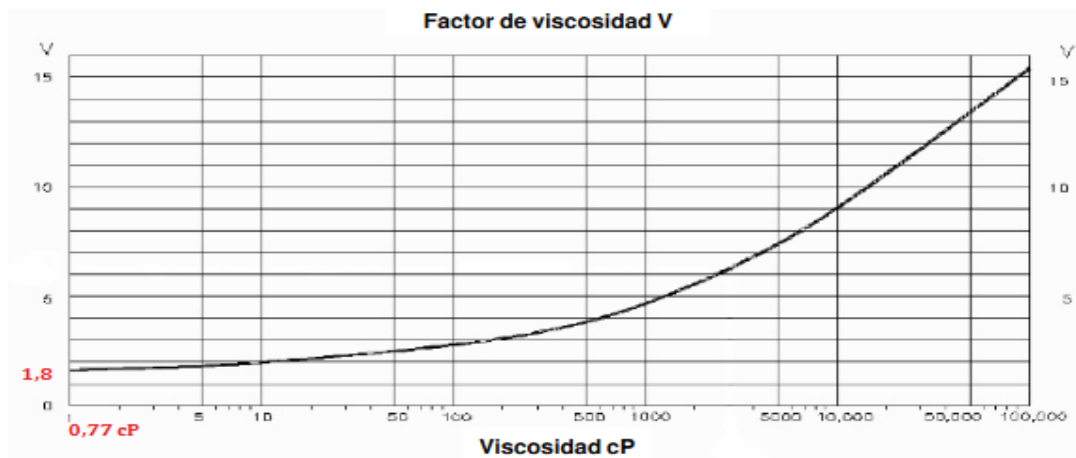
Figura 135: CASO 4 - Curva Característica de Bomba de Lóbulos



Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011> p. 191

- **Factor de viscosidad**

Figura 136: CASO 4 - Factor de Viscosidad



Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011> p. 184

Cuando la viscosidad es muy pequeña el factor de viscosidad es 1,8.

Tabla 102: CASO 4 - RPM Máxima Recomendada

Viscosidad (cP)	Modelo								
	110	115	120	220	225	330	340	440	450
	Máxima velocidad recomendada en rpm								
1 - 100	1000	800	800	700	700	600	600	500	500
100 - 1,000	667	533	533	467	467	400	400	333	333
1,000 - 5,000	417	333	333	292	292	250	250	208	208
5,000 - 10,000	250	200	200	175	175	150	150	125	125
10,000 - 20,000	167	133	133	117	117	100	100	83	83
20,000 - 50,000	117	93	93	82	82	70	70	58	58
50,000 - 100,000	83	67	67	58	58	50	50	42	42

Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011> p. 184

La viscosidad es de 0,77 cP y la máxima velocidad recomendada para el modelo ZL 225 es de 700 rpm y de la curva característica se obtuvo una velocidad angular de 600 rpm, está dentro del rango permisible.

Tabla 103: CASO 4 - Cilindrada Modelo CZL

ZL	110	115	120	220	225	330	340	440	450
C _{ZL}	0.05	0.12	0.21	0.40	0.62	1.02	1.44	2.27	3.34

Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011> p. 184

Para el modelo C_{ZL} 225 la cilindrada es 0,62 litros/rev.

- **Cálculo de la potencia**

$$N = \frac{((2 + P) + V) \times n \times C_{ZL}}{1000}$$

P = presión kg/cm²

V = Factor de viscosidad

n = Velocidad rpm

C_{ZL} = Cilindrada del modelo litros/rev

N = potencia KW

$$N = \frac{((2 + 2,46) + 1,8) \times 600 \times 0,62}{1000} \rightarrow N = 2,33 \text{ KW} = 3,12 \text{ hp}$$

La selección es una bomba de lóbulos Q - pumps ZL-225/062/08 @ 600 rpm acoplada a un motor de 3,12 hp.

Selección de p3

Tabla 104: CASO 4 - Datos de Selección p3

Datos de selección					
P descarga			Caudal		
kpa	psi	bar	GPM	LPM	m3/h
3360,40	487,45	33,60	426,30	1613,44	96,79

Viscosidad			NPSH disponible	
cP	Cst	SSU	m	ft
89,7	100	455	8,73	28,64

Fuente: Autor

Tabla 105: CASO 4 - Datos Bomba de Tres Tornillos

Speed 1150 RPM										
Viscosity SSU	Pressure—PSI									
	200	250	300	350	400	500	600	700		
GPM	33	425	408	—	—	—	—	—	—	Net Inlet Pressure Required PSI*
	40	439	424	410	397	—	—	—	—	
	60	463	450	439	429	419	401	385	—	
	100	486	477	468	460	452	439	427	415	
	200	510	503	497	491	486	477	468	460	
	1000	542	539	536	534	531	527	523	520	
BHP	200	71.7	88.3	104	121	138	171	204	237	5.9
	500	75.9	92.5	109	125	142	175	208	241	6.4
	1000	81.0	97.6	114	130	147	180	213	247	6.7
	3000	95.3	111	128	145	161	194	227	261	8.3
	5000	106	122	139	155	172	205	238	271	11.3
	7000	115	131	148	165	181	214	247	281	14.7
	10000	127	144	160	177	193	226	260	293	18.0

Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011> p. 377

Se interpola para encontrar los valores a las condiciones de operación.

A 487,45 psi la bomba entrega 493,87 GPM y se requiere una potencia de 170,26 hp.

El NPSH disponible es 8,73 m equivalente a 11 psi y el NPSH requerido es de 6,4 psi. La bomba no cavita.

Se selecciona una bomba de tres tornillos Imo Pump T324N-400 @ 1150 rpm acoplada a un motor de 170 hp.

Selección de p4

La bomba p4 y p4' es la misma debido a que ambas deben vencer la misma presión estática y las mismas pérdidas por fricción.

Tabla 106: CASO 4 - Datos de Selección p4

Datos de selección					
P descarga			Caudal		
kpa	psi	bar	GPM	LPM	m3/h
4683,20	679,35	46,80	426,30	1613,44	96,79

Viscosidad		
cP	Cst	SSU
89,7	100	455

Fuente: Autor

Tabla 107: CASO 4 - Datos Bomba de Tres Tornillos

Speed 1150 RPM										
Viscosity SSU		Pressure—PSI								Net Inlet Pressure Required PSI*
		200	250	300	350	400	500	600	700	
GPM	33	425	408	—	—	—	—	—	—	Net Inlet Pressure Required PSI*
	40	439	424	410	397	—	—	—	—	
	60	463	450	439	429	419	401	385	—	
	100	486	477	468	460	452	439	427	415	
	200	510	503	497	491	486	477	468	460	
	1000	542	539	536	534	531	527	523	520	
BHP	200	71.7	88.3	104	121	138	171	204	237	5.9
	500	75.9	92.5	109	125	142	175	208	241	6.4
	1000	81.0	97.6	114	130	147	180	213	247	6.7
	3000	95.3	111	128	145	161	194	227	261	8.3
	5000	106	122	139	155	172	205	238	271	11.3
	7000	115	131	148	165	181	214	247	281	14.7
	10000	127	144	160	177	193	226	260	293	18.0

Fuente: <http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011> p. 377

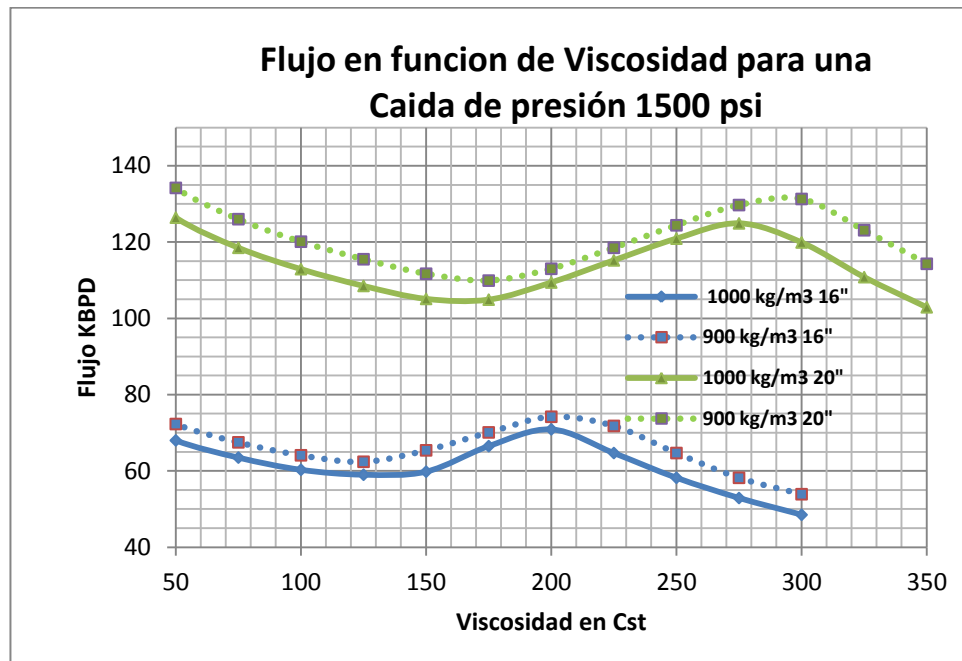
Se interpola para encontrar los valores a las condiciones de operación.

A 679,35 psi la bomba entrega 480,45 GPM y se requiere una potencia de 234,2 hp.

Se selecciona una bomba de tres tornillos Imo Pump T324N-400 @ 1150 rpm acoplada a un motor de 234,2 hp.

4.4.8 Análisis de viscosidad óptima

Figura 137: Viscosidad Óptima



Fuente: Autor

En la figura 137 se observa el efecto del cambio de viscosidad sobre el flujo que se puede manejar en un oleoducto determinado para una caída de presión constante de 1500 psi, para dos diámetros de tubería (16 y 20") y con dos tipos de fluido el uno de fluido uno con densidad de 1000 Kg/m³, y 900 Kg/m³

Este comportamiento, permite determinar el rango óptimo de trabajo para el manejo de crudos pesados por oleoducto utilizando un hidrocarburo liviano como diluyente.

El resultado de estas simulaciones ha permitido el desarrollo de campos de crudo Pesados como Castilla y Rubiales, aprovechando la infraestructura de oleoductos existentes.

El flujo a manejar depende más del cambio de viscosidad que del cambio de la densidad.

5. CONCLUSIONES

Aspen HYSYS resulta ser una herramienta bastante útil en lo que respecta a simulaciones de entornos y procesos dentro de la industria petrolera, pues permite observar el comportamiento de un sistema y con base a éste se podría llegar a tomar decisiones que mejoren la eficiencia del mismo. Sin embargo, una de las desventajas es que la precisión en los resultados que arroja el software depende del conocimiento de los componentes de las corrientes a simular. Por ejemplo, para crear un compuesto hipotético se debe ingresar el valor del punto de ebullición normal o el peso molecular y la densidad ideal. El resto de las propiedades, son calculadas por Aspen HYSYS. Por esta razón, no se tiene certeza de la veracidad de las propiedades que arroja el sistema.

Fue posible realizar una selección variada basada en distintos catálogos de bombas de desplazamiento positivo, lo que permitió ver cómo varía el proceso de selección para cada fabricante. Respecto a los procesos de selección se puede decir que el cálculo de la presión de succión en una bomba no es de mayor relevancia, debido a dos razones: Para una selección correcta (1) lo que se debe buscar es garantizar que el NPSH disponible sea mayor que el NPSH requerido, pero el primero no depende de la presión de succión y (2) no se tiene en cuenta el diferencial de presión en la bomba, sino únicamente la presión de descarga. Esto se hace con el fin de escoger una bomba un poco sobredimensionada para que la bomba pueda soportar cualquier imprevisto y el sistema sea más confiable.

6. RECOMENDACIONES

- Usar Aspen HYSYS para simular procesos llevados a cabo en la industria del petróleo.
- Usar Aspen HYSYS únicamente cuando se tiene certeza de los componentes que conforman las corrientes, para un resultado cercano a la realidad
- Tener en cuenta los criterios de velocidad para el dimensionamiento de líneas, la norma API para el dimensionamiento de tanques y para el dimensionamiento de la bomba la presión de descarga de la misma.
- No se recomienda trabajar con el tanque a niveles inferiores que la altura mínima permisible.
- Para la succión positiva, se recomienda calcular el NPSH requerido tomando como valor de altura de succión la altura mínima del tanque, ya que esto garantiza que a esa altura la bomba no cavita y por ende, a alturas mayores tampoco.

7. BIBLIOGRAFÍA

- [1] ASPEN TECH. Experience the new Aspen HYSYS [en línea]. Disponible en: <<http://www.aspentech.com/products/aspem-hysys.aspx>>
- [2] Material entregado por la empresa: VG & V Servicios e Ingenierías SAS. Basado en: ASPEN TECH. Módulo 1: Iniciando HYSYS. p. 3
- [3] Material entregado por la empresa: VG & V Servicios e Ingenierías SAS. Basado en: ASPEN TECH. Módulo 1: Iniciando HYSYS. p. 13
- [4] UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE MADRID. Repaso de termodinámica [en línea]. Disponible en: <http://www.uam.es/personal_pdi/ciencias/jgr/fisest0506/RepasoTermo.pdf>
- [5] SOLVER. EDE Peng-Robinson [en línea]. Disponible en: <<http://solversys.com/metano2/ayuda/scr/EOS%20PengRobinson.htm>>
- [6] Material entregado por la empresa: VG & V Servicios e Ingenierías SAS. Basado en: ASPEN TECH. Módulo 1: Iniciando HYSYS. p. 9
- [7] Material entregado por la empresa: VG & V Servicios e Ingenierías SAS. Basado en: ASPEN TECH. Módulo 1: Iniciando HYSYS. p. 13
- [8] SALAZAR, Federico G. Determinación de Puntos de Rocío y de Burbuja [en línea]. Disponible en: <http://www.tec.url.edu.gt/boletin/URL_01_QUI01.pdf>
- [9] WAUQUIER, Jean-Pierre. Caracterización de crudos y de productos petrolíferos. En: El refinado del petróleo: petróleo crudo, productos petrolíferos, esquemas de fabricación. Paris: Editions Technip, 1994. p. 70-73
- [10] CRAVINO C., Annabella y PÉREZ B., Al D. Evaluación de modelos homogéneos, de correlación y mecanicistas en la predicción de la caída de presión de flujo bifásico de gas y de líquido en tuberías verticales. Trabajo de grado Ingeniera Mecánica. Caracas: Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica, 2007, 243p. Disponible en el repositorio institucional de la Universidad Central de Venezuela: <http://saber.ucv.ve/jspui/bitstream/123456789/2385/1/TEG_AnnabellaCravino_AI Perez.pdf>
- [11] CENGEL, Yunus A. y BOLES, Michael A. Entropía. En: Termodinámica. 6ta edición. México DF: McGraw Hill, 2008. p. 369
- [12] SCHLUMBERGER. Separador trifásico [en línea]. Disponible en: <http://www.glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/t/three-phase_separator.aspx>

[13] OLIVEIRA GÓMEZ, Bárbara Cristina. Desarrollo de una metodología de cálculo que permita diseñar o evaluar los separadores a ser instalados en las estaciones de flujo. Trabajo de grado Ingeniería Mecánica. Caracas: Universidad Central de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica, 2003, 167p. Disponible en el repositorio institucional de la Universidad Central de Venezuela: <<http://saber.ucv.ve/xmlui/bitstream/123456789/529/1/TRABAJO%20DE%20GRADO.pdf>>

[14] UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS. Optimización del proceso de endulzamiento del gas natural en las plataformas marinas de la zona de Campeche [en línea]. Disponible en: <<http://biblioteca.unmsm.edu.pe/redlieds/proyecto/publicacioneselectro/monografias/OPTIMIZACION%20DEL%20%20PROCESO%20DE%20ENDULZAMIENTO%20DEL%20GAS%20NATURAL.pdf>>

[15] Material entregado por la empresa: VG & V Servicios e Ingenierías SAS. Basado en: ASPEN TECH. Módulo 6: Endulzamiento de gas ácido con DEA. p. 16,17

[16] MALINO, Harvey M y BOTHAMLEY, Mark. Inyección de MEG vs. TEG, en la deshidratación del gas natural [en línea]. Disponible en: <<http://www.gas-training.com/Art4.html>>

[17] CENGEL, Yunus A. y BOLES, Michael A. La segunda ley de la termodinámica. En: Termodinámica. 6ta edición. México DF: McGraw Hill, 2008. p. 290

[18] Material entregado por la empresa: VG & V Servicios e Ingenierías SAS. Basado en: ASPEN TECH. Módulo 8: Ciclo de refrigeración con propano. p. 20

[19] Material entregado por la empresa: VG & V Servicios e Ingenierías SAS. Basado en: ASPEN TECH. Módulo 9: Planta de refrigeración de gas. p. 7, 10-12

[20] HICKS, Tyler G. y EDWARDS, T.W. Head on a pump. En: Pump Application Engineering. Estados Unidos: McGraw Hill, 1971. p. 66-73, 82

2.10 imagen <http://www.coleparmer.com/TechLibraryArticle/619>

[21] D'CROZ, Néstor R. Selección de bombas de desplazamiento positivo: Sistemas de transporte y aprovechamiento de fluidos [en línea]. Disponible en: <<http://es.scribd.com/doc/63938033/Manual-Seleccion-Bombas-Desplazamiento-Positivo-UIS-2011>>

[22] GÓMEZ CÁCERES, Isidro Antonio. Cálculo de estanque para el almacenamiento de agua, análisis comparativo de las normas API 650 y

AWWA D-100. Trabajo de grado Ingeniero de ejecución en Mecánica. Curicó, Chile: Universidad de Talca. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de ejecución en Mecánica. 2007, 130p. Disponible en el catálogo en línea de la Biblioteca de la Universidad de Talca: <http://campuscurico.utalca.cl/~fespinos/Isidro_Gomez_Caceres.pdf>