

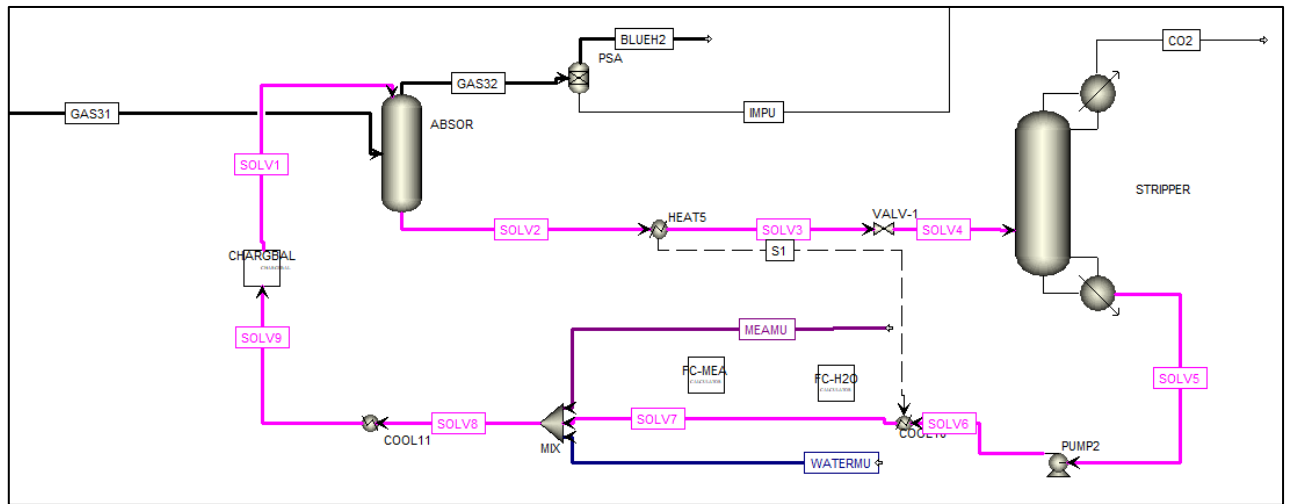
ANEXO I. Balances de masa y energía en la planta

Pretratamiento

Description	Units	AIRCOMB	AIRCOMB2	AIRDRY	AIRDRY2	AIRDRY3	AIRM	BIOMASS	CRUSBIO	DRYBIOM	DRYBIOM2	GAS-LIQ	PELLRAQ	PREFLUG1	PREFLUG2	PREGAS3	TORBIO	TORBIO2	
From		BLOWER	BLOWER	BLOWER	HEAT1	DRYER			CRUSHER	DRYER	PSUEXCH	TORRE	PELLE	COMB1	PSUEXCH	PSUHEAT	TORRE	COOL1	
To		BLOWER	BLOWER	BLOWER	HEAT1	DRYER			CRUSHER	DRYER	PSUEXCH	TORRE	PELLE	COMB1	PSUEXCH	PSUHEAT	TORRE	COOL1	
Stream Class		MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD	MCINCPDSD
Temperature	C	35	118,805843	25	47,2142655	180	47,1066798	30	32,2523483	47,13465402	250	250	159,294815	1377,04844	818,137492	259,938064	250	100	
Pressure	bar	1	2	1	1,2	1,2	1	1	1	1	1	1	1,01325	1	1	1	1	1	1,01325
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0	1	0	1	1	1	1	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Enthalpy	kJ/kg	9,90898449	95,0004987	-0,23539767	22,0229964	156,063008	-668,323167	-10477,1451	-10471,8107	-6416,777592	-6099,617565	-7929,47189	-5033,72461	-3147,45507	-3897,75971	-4569,46336	-4850,69723	-5142,41105	
Mass Density	kg/cum	1,12597101	1,76908462	1,16801475	1,30418493	0,92161065	1,05430095	1,273,52224	1,273,52224	1,273,52224	0,83183842	1,285,70231	0,23484491	0,35509932	0,72702028	1,285,70231	1,285,70231	1,285,70231	
Enthalpy Flow	kW	40,839734	391,54316	-41,2787966	3861,90224	27366,8519	-123560,604	-232825,447	-232706,951	-81482,90611	-76312,61903	-22159,5509	-49853,1743	-21768,0078	-26957,1644	-31602,7113	-48040,5014	-50929,5868	
Mass Flows	kg/hr	14837,3471	14837,3471	631287,759	631287,759	631287,759	665573,48	80000	80000,0156	45714,29472	45714,29472	10060,4914	35653,8034	24897,8385	24897,8385	24897,8385	35653,8034	35653,8034	
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O2	kg/hr	3455,6704	3455,6704	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	kg/hr	0	0	0	0	0	0	34285,7209	0	0	0	0	0	800,367891	1572,20911	1572,20911	1572,20911	0	0
N2	kg/hr	11381,4767	11381,4767	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BIOMASS	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C6H6O	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BIOMASSRA	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	80000	80000,0156	45714,29472	45714,29472	0	0	0	0	0	0	0
ACETI-01	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
FURFU-01	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
AIR	kg/hr	0	0	631287,759	631287,759	631287,759	631287,759	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NH3	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
IHDRO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1,2-B-01	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Volume Flow	cum/hr	13177,3793	8387,01946	540479,27	484047,733	684983,144	631293,633	62,8179055	62,8179178	35,89595307	35,89595307	12094,2855	27,7309942	10601,596	70115,1407	34246,4151	27,7309942	27,7309942	
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	35	118,805843	25	47,2142655	180	47,1066798					250		1377,04844	818,137492	259,938064			
Pressure	bar	1	2	1	1,2	1,2	1					1		1	1	1	1		
Molar Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1					1		1	1	1	1		
Molar Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0					0		0	0	0	0		
Molar Solid Fraction		0	0	0	0	0	0					0		0	0	0	0		
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1					1		1	1	1	1		
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0					0		0	0	0	0		
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0					0		0	0	0	0		
Molar Enthalpy	kJ/kmol	285,678138	2740,80212	-6,81497647	67,385759	4518,1469	-18761,8893					-286904,083		-101437,393	-135618,5	-147266,424			
Mass Enthalpy	kJ/kg	9,90898449	95,0004987	-0,23539767	22,0229964	156,063008	-668,323167					-7929,47189		-3147,45507	-3897,75971	-4569,46336			
Molar Entropy	kJ/kmol-K	5,32540978	6,6054906	0,08751563	0,06562125	10,786598	0,96766994					35,5880596		69,9753192	52,1282706	24,5975163			
Mass Entropy	kJ/kg-K	0,18458705	0,22895666	0,0030229	0,02266773	0,37258104	0,03446935					0,98358488		2,17123259	1,61747853	0,76325252			
Molar Density	kmol/cum	0,03902792	0,06131925	0,04034467	0,04504815	0,03183357	0,03755559					0,0229904		0,00728705	0,01101823	0,02255838			
Mass Density	kg/cum	1,12597101	1,76908462	1,16801475	1,30418493	0,92161065	1,05430095					0,83183842		0,23484491	0,35509932	0,72702028			
Enthalpy Flow	kW	40,839734	391,54316	-41,2787966	3861,90224	27366,8519	-123560,604					-22159,5509		-21768,0078	-26957,1644	-31602,7113			
Average MW		28,8503972	28,8503972	28,9590087	28,9590087	28,9590087	28,0730794					36,1819913		32,2283848	32,2283848	32,2283848			
Mole Flows	kmol/hr	514,285714	514,285714	21805,4558	21805,4558	21805,4558	23708,6025			0	0	0		278,052451	0	772,543789	772,543789	0	
Mole Fractions																			
Mass Flows	kg/hr	14837,3471	14837,3471	631287,759	631287,759	631287,759	665573,48							10060,4914		24897,8385	24897,8385		
Mass Fractions																			
Volume Flow	cum/hr	13177,3793	8387,01946	540479,27	484047,733	684983,144	631293,633							12094,2855		10601,596	70115,1407	34246,4151	
No convencional solid																			
Temperature	C							30	32,2523483	47,13465402	250			159,294815				250	100
Pressure	bar							1	1	1				1,01325				1	1,01325
Mass Enthalpy	kJ/kg							-10477,1451	-10471,8107	-6416,777592	-6099,617565			-5033,72461				-4850,69723	-5142,41105
Mass Density	kg/cum							1,273,52224	1,273,52224	1,273,52224	1,273,52224			1,285,70231				1,285,70231	1,285,70231
Enthalpy Flow	kW							-232825,447	-232706,951	-81482,90611	-76312,61903			-49853,1743				-48040,5014	-50929,5868
Mass Flows	kg/hr							80000	80000,0156	45714,29472	45714,29472			35653,8034				35653,8034	35653,8034
BIOMASSRA	kg/hr							80000	80000,0156	45714,29472	45714,29472			35653,8034				35653,8034	35653,8034
BIOMASSRA	kg/hr							80000	80000,0156	45714,29472	45714,29472			35653,8034				35653,8034	35653,8034
Volume Flow	cum/hr							62,8179055	62,8179178	35,89595307	35,89595307			27,7309942				27,7309942	27,7309942
Component Attributes																			
BIOMASSRA																			
PROXANAL								48	48	9,000000156	9,000000156								
Moisture								16,07	16,07	16,07	16,07								
FC								69,14	69,14	69,14	69,14								
VM								3,863	3,863	3,863	3,863								
Ash																			
SULFANAL																			
Pyritic								0	0	0	0								
Sulfate								0	0	0	0								
Organic								0,077	0,077	0,077	0,077								

MEA

Description	Units	BLUEH2	CO2	GAS31	GAS32	IMPU	MEAMU	SOLV1	SOLV2	SOLV3	SOLV4	SOLV5	SOLV6	SOLV7	SOLV8	SOLV9	WATERMU	
From		PSA	STRIPPER		ABSOR	PSA		CHARGBAI	ABSOR	HEATS	VALV-1	STRIPPER	PUMP2	COOL10	MIX	COOL11		
To				ABSOR	PSA		MIX	VALV-1	STRIPPER	PUMP2	COOL10	MIX	COOL11	CHARGBAI			MIX	
Stream Class		MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	MCINCPD	
Total Stream																		
Temperature	C	39.0708866	57.5860636	24.060701	39.0708866	39.0708866	20	37.7777778	60.3028433	93.3333333	92.9989768	111.746633	112.390444	80.8729234	80.5841487	37.7777778	20	
Pressure	bar	16.2026796	1.01352932	17	16.2026796	16.2026796	17.2368932	17.2368932	16.5474175	16.8921554	1.37895146	1.35826719	17.2368932	17.2368932	17.2368932	17.2368932	17.2368932	
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	0	0	0	0	0.00062066	0.00032995	0	0	0	0	0	
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0.0176116	1	1	1	1	0.99937934	0.99967005	1	1	1	1	
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6.72E-08	0	0	0	0	
Mass Enthalpy	kJ/kg	206.439164	-9252.34665	-8211.36416	-4790.51225	-7382.09009	-4421.7262	-12275.0926	-12122.8862	-12011.067	-12011.0709	-11985.6635	-11983.7338	-12101.4088	-12117.9362	-12275.0883	-15886.764	
Mass Density	kg/cum	1.24867911	1.42576398	12.4171333	2.91636404	9.3092844	1020.34938	1024.9731	1088.81896	1035.22669	474.568108	690.703349	972.337748	997.502492	997.60322	1024.9731	999.067236	
Enthalpy Flow	KW	152.273058	-104088.9	-102575.269	-10464.3233	-10680.1712	-0.56546572	-264881.166	-2740923.86	-2715642.09	-2715642.09	-2575059.78	-2574645.18	-2599927.06	-2614899.27	-2648810.72	-14971.5293	
Mass Flows	kg/hr	2655.42157	40500	44970.7213	7863.78613	5208.36456	0.46038052	776835.032	813941.968	813941.968	813941.968	813941.968	773441.968	773441.968	776835.033	776835.033	3392.60441	
C	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
CO	kg/hr	8.50639031	682.749013	674.242622	674.242622	674.242622	0	0	8.50639031	8.50639031	8.50639031	0	0	0	0	0	0	
CO2	kg/hr	36990.8219	40802.222	3811.39944	3811.39944	3811.39944	0	0.01444177	1.80444566	18.0402829	78.809614	4.91520515	2.3983843	0.29032917	0.2876489	0.01444153	0	
H2	kg/hr	2655.42157	39.482563	3163.47363	3124.02537	468.603806	0	0	39.482563	39.482563	39.482563	0	0	0	0	0	0	
O2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	kg/hr	0	3347.16948	74.975631	120.41057	120.330044	0	521.395814	520985.357	520945.636	520951.162	518077.622	518073.853	521465.801	521395.814	3392.6044	0	
S	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
N2	kg/hr	0	1.18740322	134.114253	132.92685	132.92685	0	0	1.18740322	1.18740322	1.18740322	0	0	0	0	0	0	
C2H4	kg/hr	0	1.1867677	1.19034429	0.00357663	0.00357663	0	2.01E-05	1.18676772	1.18676772	1.18676772	2.00E-05	2.00E-05	2.00E-05	2.00E-05	2.00E-05	0	
NH3	kg/hr	0	81.5022585	82.374191	0.47257428	0.47257428	0	149.238927	231.140554	231.140554	231.140554	149.238296	149.238296	149.238296	149.238296	149.238296	0	
H2S	kg/hr	0	29.5809966	29.6222527	0.04165665	0.04165665	0	8.88E-06	0.31827229	1.76735243	2.26409953	0.00050994	0.00042354	8.39E-05	8.29E-05	8.88E-06	0	
MEA	kg/hr	0	0.19692101	0	0.26349591	0.00020352	0.46038052	173642.071	72367.0257	72584.2544	72735.1228	173714.5	173708.061	173680	173681.801	173680.067	0	
MEA+	kg/hr	0	0	0	0	0.26740527	0	30831.838	83202.2729	82798.0976	82711.4494	30515.1972	30518.4337	30553.3201	30554.1449	30831.8412	0	
MEACOO-	kg/hr	0	0	0	0	0.00032241	0	50353.1949	135133.627	135441.005	135329.179	50759.7925	50765.3389	50754.6733	50751.0064	50353.1971	0	
HCO3-	kg/hr	0	0	0	0	0.26254615	0	160.577969	1606.94381	1774.68917	1755.9767	212.913082	213.390417	194.629239	196.046888	160.575645	0	
CO3-2	kg/hr	0	0	0	0	2.51E-05	0	298.826614	433.65171	49.320846	69.3332584	6.25241169	6.01703274	33.4921603	34.2157113	298.826686	0	
HS-	kg/hr	0	0	0	0	1.96E-06	0	0.0268116	28.2528611	26.9402737	26.4584499	0.02576021	0.02584494	0.02611312	0.02611312	0.0268116	0	
S-2	kg/hr	0	0	0	0	9.18E-13	0	0.00022524	0.1656277	0.07481958	0.07458639	4.52E-05	4.43E-05	0.00010368	0.00010436	0.00022523	0	
H3O+	kg/hr	0	0	0	0	2.38E-06	0	8.98E-07	3.73E-05	0.0003018	0.0002972	0.00010914	0.00011318	1.76E-05	1.75E-05	8.98E-07	5.26E-06	
OH-	kg/hr	0	0	0	0	4.61E-08	0	3.42999381	1.0811939	0.67360187	0.66805867	1.51063411	1.4919889	2.44535425	2.46519465	3.42997852	4.70E-06	
Mass Fractions																		
C	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
CO	0	0.00021003	0.01518208	0.0857402	0.12945381	0	0	1.05E-05	1.05E-05	1.05E-05	1.05E-05	0	0	0	0	0	0	
CO2	0	0.91338363	0.90730637	0.84846774	0.73174792	0	0	1.86E-08	2.22E-06	2.22E-05	9.68E-05	6.35E-06	3.10E-06	3.75E-07	3.70E-07	1.86E-08	0	
H2	1	0.00097403	0.07034518	0.39726734	0.08997139	0	0	4.85E-05	4.85E-05	4.85E-05	4.85E-05	0	0	0	0	0	0	
O2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	0	0.08264616	0.00166721	0.01531204	0.02310381	0	0.67117958	0.63995392	0.64002798	0.64003477	0.66983386	0.6698338	0.66982899	0.67126968	0.67117958	1	0	
S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
N2	0	2.93E-05	0.00298226	0.01690367	0.0255218	0	0	1.46E-06	1.46E-06	1.46E-06	1.46E-06	2.99E-11	2.99E-11	2.99E-11	2.99E-11	2.99E-11	0	
C2H4	0	2.93E-05	2.65E-05	4.55E-07	6.87E-07	0	0	2.58E-11	1.46E-06	1.46E-06	1.46E-06	2.99E-11	2.99E-11	2.99E-11	2.58E-11	2.58E-11	0	
NH3	0	0.00202228	0.00183173	6.01E-05	9.07E-05	0	0	0.00019211	0.00028398	0.00028398	0.00019295	0.00019295	0.00019295	0.00019211	0.00019211	0	0	
H2S	0	0.00073039	0.0006587	5.30E-06	8.00E-06	0	0	1.14E-11	3.91E-07	2.17E-06	2.78E-06	6.59E-10	5.48E-10	1.07E-10	1.14E-11	0	0	
MEA	0	4.86E-06	0	3.35E-05	3.91E-08	1	0.22325203	0.08890932	0.0891762	0.08936156	0.22459927	0.22455466	0.22455466	0.22325202	0.22325202	0	0	
MEA+	0	0	0	0	5.13E-05	0	0.03989094	0.10222138	0.10172482	0.10161836	0.03945376	0.03945376	0.03945376	0.03933157	0.03933157	0	0	
MEACOO-	0	0	0	0	6.19E-08	0	0.06481839	0.16602366	0.1664013	0.16626392	0.06562844	0.06563561	0.06562182	0.06533048	0.06481839	0	0	
HCO3-	0	0	0	0	5.04E-05	0	0.00026701	0.00197427	0.00218036	0.00215737	0.00027528	0.00027528	0.00027528	0.00025237	0.00026701	0	0	
CO3-2	0	0	0	0	4.83E-09	0	0.00038467	0.00053278	8.52E-05	8.52E-05	8.52E-05	4.43E-05	4.43E-05	4.43E-05	4.43E-05	0.00038467	0	
HS-	0	0	0	0	3.76E-10	0	3.35E-08	3.47E-05	3.31E-05	3.25E-05	3.33E-08	3.34E-08	3.34E-08	3.34E-08	3.36E-08	3.35E-08	0	
S-2	0	0	0	0	1.76E-16	0	2.90E-10	2.03E-07	9.19E-08	9.16E-08	5.84E-11	5.73E-11	1.34E-10	1.34E-10	2.90E-10	2.90E-10	0	
H3O+	0	0	0	0	4.57E-10	0	1.16E-12	4.58E-11	3.71E-10	3.61E-10	1.41E-10	1.46E-10	2.28E-11	2.25E-11	1.16E-12	1.55E-09	0	
OH-	0	0	0	0	8.86E-12	0	4.42E-06	1.33E-06	8.28E-07	8.21E-07	1.95E-06	1.93E-06	3.16E-06	4.42E-06	1.39E-09	1.39E-09	0	
Volume Flow	cum/hr	2126.58444	28405.8235	3621.61446	2696.43502	559.480658	0.0004512	757.90773	768.726286	786.245155	1715.1215	1119.78893	795.44579	775.378482	778.701408	757.90773	3.39577187	



ANEXO II. CAPEX

A continuación, se muestra el cálculo del CAPEX de cada equipo de la planta, los cuales fueron estimados usando la metodología propuesta por Guthrie (Warren D. et al., 2016). A excepción de los siguientes equipos como la Cámara de combustión de gases generados en el

torrefactor, PSA y reactores de reformado catalítico los cuales fueron estimados usando la metodología de Hoffman. En el caso de los separadores se estimó usando la metodología presente en el Turton

Para todos los compresores, blowers y ventiladores se usó una eficiencia mecánica del 0,8, el costo de los equipos reportados en el Warren data del año 2013, por lo tanto, fue necesario usar la fórmula

$$Cost_{actual} = Cost_{CB} * \frac{CE_{actual}}{CB}$$

$$Cost_{Total} = FBM * Cost_{actual}$$

En las tablas mostradas a continuación se observa el costo parcial de cada uno de los equipos antes de añadir el factor conocido como (Bare module) *FBM*.

La última tabla por cada etapa muestra un resumen del costo total de cada equipo

CB (2013)	567
CE PROM SEPTIEMBRE 2023	800,6444444

Pretratamiento (Costo equipos)

Equipo	Valores simulación	Unidad característica	Unidades	Costo base (CB)	Costo actual (2023)	FBM
Molienda (Hammer mill)	80,0	Masa procesada	Ton/h	\$125.844	\$177.701	1,39
Secado	75,6	Área transversal	ft2	\$122.854	\$173.479	2,06
Ventilador (Vane axial)	318114,1	Flujo volumétrico	ft3/min	\$58.901	\$ 83.172	2,15
Torrefactor	5005679,09	energía requerida	BTU/h	\$196.803	\$277.900	2,19
Peletizadora	78603,2	Masa procesada	lb/h	\$27.429	\$38.732	2,3
Blower combustion (Centrifugal)	587,9	Potencia	Hp	\$172.155	\$243.095	2,15

Intercambiador de calor (air cooled)	2553,946416	Área de transferencia	ft2	\$65.379	\$92.320	2,17
Enfriamiento torrbiomasa(fixed bed)	378,1138486	Area de transferencia	ft2	\$12.273	\$17.331	3,17

Equipo	Costo total
Molienda (Hammer mill)	\$ 247.005
Secado	\$ 357.366
Ventilador (Vane axial)	\$ 178.820
Torrefactor	\$ 608.602
Peletizadora	\$ 89.083
Blower combustion (Centrifugal)	\$ 522.653
Intercambiador de calor (air cooled)	\$ 200.334
Enfriamiento torrbiomasa(fixed bed)	\$ 54.939
Cámara de combustión gastor	\$ 231.364

Para el cálculo del costo de la cámara de combustión se siguió la metodología propuesta por Hoffman (Hoffman, 2005). A continuación, se muestran los cálculos realizados:

Condiciones de operación y parámetros de material, la selección del material se realizo teniendo en cuenta la temperatura de operación

Material	Stainless 304	
Presión de operación	14,5	<i>psi</i>
presión de diseño	21,75	<i>psi</i>
Estrés máximo material (Smax)	9700	<i>psi</i>
Ei	0,85	
Cc	0,125	<i>in</i>
Densidad (ρ)	7930	<i>kg/m³</i>
H/D (Rela)	2,12	
Refractory Lining Thickness (Re)	0,1524	<i>m</i>
Factor de presion	1	
peso adicional	1,2	

Flujo volumétrico de combustible que ingresa al reactor: $3,359 \frac{m^3}{h}$

Flujo volumétrico de aire que ingresa al reactor: $3,660 \frac{m^3}{h}$

Flujo volumétrico de salida de gas: $29,45 \frac{m^3}{h}$

Promedio de flujos volumétricos de entrada y salida: $\frac{V_{Combust} + V_{aire} + V_{salida}}{2} = 18,23 \frac{m^3}{h}$

Velocidad supuesta de flujo por Hoffman: $6 \frac{m}{h}$

área transversal de reactor: $\frac{Volumen\ promedio}{Velocidad\ de\ flujo} = 2,991 m^2$

Diámetro interno de diseño: $(\frac{4 * Area}{\pi})^{1/2} + 2 * Re = 2,256 m$

Grosor del reactor: $\frac{P_{diseño} * \frac{Diametro}{2}}{S_{max} + 0,6 * Ei} + C_c = 0,2419 in$ el diámetro debe ir en pulgadas para el calculo

Grosor del reactor (Gro): $0,00614 m$

Volumen de la carcasa del reactor: $\pi * Rela * Diametro * \left[\left(\frac{Diametro}{2} + Gro \right)^2 - \left(\frac{Diametro}{2} \right)^2 \right] = 0,2089 m^3$

Volumen cabeza del reactor: $\frac{4}{6} * \left[\left(\frac{Diametro}{2} + Gro \right)^3 - \left(\frac{Diametro}{2} \right)^3 \right] = 0,015 m^3$

Masa de la carcasa: $V_{carcasa} * \rho = 1657,18 Kg$

Masa de la cabeza: $V_{cabeza} * \rho = 124,75 Kg$

Masa total: $Peso\ adicional * (M_{cabeza} + M_{cabezal}) = 2138,32 Kg$

Masa total en libras: $4704 Ib$

área de aislante: $\pi * (Diametro + 2 * Gro) * Rela * Diametro + 0,5 * \pi * \left[\left(\frac{Diametro}{2} + Gro \right)^2 \right] = 36,11 m^2$

Capa refractaria: $\pi * Rela * Diametro^2 + 2 * \pi * \left[\left(\frac{Diametro}{2} \right)^2 \right] = 41,9 m^2$

Costo del reactor: $80 * M_{total\ lb}^{0,66} = \$ 21299$

Costo de aislante: $411,3 * A_{aislante} = \$ 14853$

Costo de capa refractaria: $420,9 * C_{refractaria} = \$ 17637$

Costo total (2013) = $\$ 53702$

Se actualiza el valor de acuerdo con el índice CE hallado para el año 2023

Costo actualizado (2023) = $\$ 75857$

Costo incluyendo el bare module = $\$ 231364$

Costo total del pretratamiento: \$ **2.490.166**

Para el cálculo del costo del gasificador dual se usaron las correlaciones proporcionadas por Gunnarsson (Gunnarsson et al., 2019)

Energía del gas de síntesis seco producto de la gasificación			
Compuesto	Flujo Masico (Kg/h)	LHV[MW/KG]	MW/h
CO	9296,46	0,002	18,6
CO2	20750,07	0	0,0
H2	1482,51	0,0333	49,4
CH4	1579,13	0,01	15,8
C2H4	1,91	0,01	0,0
N2	134,11	0	0,0
C6H6	862,60	0,003	2,6
NH3	380,49	0	0,0
H2S	29,67	0	0,0

A partir de los datos se obtuvo la energía producida del gas de síntesis seco: 83,4 MWh , este valor hace los denotaremos como P_{actual}

P_{ref}	20	MWh
C_{bref}	29490000	SEK

$$\text{Costo gasificador: } C_{bref} \left(\frac{P_{actual}}{P_{ref}} \right)^{0,78} = 92.297.562 \text{ SEK}$$

Costo del gasificador dual (2018): \$ 8.815.431

Costo gasificador (2023): \$ 11.702.911

Es necesario agregar el costo de los equipos involucrados en la generación de vapor, el cual incluye procesos de desalinización y purificación del agua del proceso, a través de la siguiente relación se calcula el precio de los equipos involucrados haciendo uso de la potencia generada del gas de síntesis seco.

P_{ref}	100	MWh
C_{bref}	200000000	SEK

$$\text{Costo Ciclo de vapor: } C_{bref} \left(\frac{P_{actual}}{P_{ref}} \right)^{0,6} = 183.152.870 \text{ SEK}$$

Costo Ciclo de vapor (2018): \$ 17.493.111

Costo ciclo de vapor (2023): \$ 23.222.951

Costo total de gasificador dual: \$ 34.925.863

Costos asociados con la limpieza y mejora del gas de síntesis

Cálculo del costo de cada intercambiador de calor de acuerdo con la metodología del Warren

Intercambiadores de calor	Te	Ts	Q (KW)	U(KW/m2*°C)	A(m2)	A(ft2)	Presión (psig)	Costo base	Fp	FM	FL	Costo (CB)
Heat4	300	900	20358	0,5	67,86	730,1736	29,00	\$ 15.077,08	1,00	2,56	1,25	\$ 48.246
Cool3	209	100	-3334	0,5	61,17431193	658,2355963	29,00	\$ 14.513,51	1,00	2,56	1,25	\$ 46.434
Cool4	100	30	-16724	0,5	477,8285714	5141,435429	29,00	\$ 45.864,63	1,00	2,57	1,25	\$147.334
Cool5	348	100	-4951	0,5	39,92741935	429,6190323	145,03	\$ 12.688,31	1,01	2,56	1,25	\$ 40.965
Cool6	100	30	-2238	0,5	63,94285714	688,0251429	145,03	\$ 14.747,56	1,01	2,56	1,25	\$ 47.657
Cool7	422	189	-7296	0,5	62,62660944	673,8623176	377,09	\$ 14.636,40	1,07	2,56	1,25	\$ 50.217
Cool8	238	70	-11592	0,5	138	1484,88	319,08	\$ 20.714,41	1,06	2,56	1,25	\$ 70.032
Cool9	70	25	-2142	0,5	95,2	1024,352	319,08	\$ 17.327,28	1,06	2,56	1,25	\$ 58.538
H-EX1					75,228838	809,4622969	420,60	\$ 15.691,86	1,09	2,56	1,25	\$ 54.547
H-EX2					41,0483323	441,6800555	420,61	\$ 12.785,52	1,09	2,56	1,25	\$ 44.391

Para el cálculo del costo de los reactores de reformado catalítico de alquitrán y metano se lleva a cabo el proceso análogo al del reactor de combustión en el pretratamiento, sin embargo, en estos casos se tiene definido el tamaño de los reactores por lo tanto no es necesario realizar los cálculos para determinar el diámetro del reactor, a continuación, se observa el cálculo para cada uno de los reactores de reformado siguiendo la metodología propuesta por Hoffman.

Reformado catalítico de alquitrán

Reactor catalítico reformado del alquitrán	Unidades	Valor	Unidades
diámetro simulado	1	m	

diámetro	1,3048	<i>m</i>	4,3	<i>ft</i>
Longitud	1,5	<i>m</i>	4,9	<i>ft</i>
Catalizador	Dolomita			
Densidad del catalizador	1500	<i>Kg/m3</i>		
Porosidad del lecho	0,5			
Temperatura de operación	900	<i>°C</i>		
presión de operación	1	<i>bar</i>	14,5	<i>psi</i>
Volumen del reactor	2,00	<i>m³</i>	70,8	<i>ft³</i>
Volumen de catalizador	1,00	<i>m³</i>	35,4	<i>ft³</i>
Masa de catalizador	1504,28	<i>Kg</i>	3309,4	<i>lb</i>

Material	low-alloy (1% Cr and 0.5% Mo) steel is SA-387B	Unidades
Peso adicional	1	
diámetro en in	51,35	
Cc	0,125	<i>in</i>
densidad del material	7750	<i>Kg/m³</i>
presión de diseño	36,25	<i>psi</i>
Max estrés (S)	13100	<i>psi</i>
E	1,25	
Factor material	1,2	
Refractory Lining Thickness	0,1524	<i>m</i>
Grosor	0,181	<i>in</i>
Grosor	0,0046	<i>m</i>
Volumen carcaza	0,0285	<i>m³</i>
Volumen cabeza	0,0039	<i>m³</i>
Masa carcaza	220,97	<i>Kg</i>
Masa cabeza	30,70	<i>Kg</i>
Masa total	251,67	<i>Kg</i>
Masa total	553,68	<i>lb</i>
Costo del reactor	\$ 5.172	<i>USD</i>
área de aislante	6,87	<i>m²</i>
Costo de aislante	\$ 2.826	<i>USD</i>
área refractaria	8,82	<i>m²</i>
Costo de material refractario	\$ 3714	<i>USD</i>
Dolomita (2021)	0,56	<i>USD/Kg</i>

Dolomita (2023)	0,46090	USD/Kg
Costo del catalizador	\$ 693	USD
Costo total reactor catalítico reformado de alquitrán (CB)	\$ 14747	USD

Reformado catalítico de metano

Reactor catalítico reformado de metano	Unidades	Valor	Unidades
Diámetro	0,5	1,6	ft
Longitud	1	3,3	ft
Catalizador	<i>níquel</i>		
Densidad del catalizador	900	Kg/m^3	
Porosidad del lecho	0,5		
Temperatura de operación	900	$^{\circ}C$	
presión de operación	1	<i>bar</i>	
Volumen del reactor	0,196	m^3	ft^3
Volumen de catalizador	0,098	m^3	ft^3
Masa de catalizador	88,36	<i>Kg</i>	<i>lb</i>

Material	low-alloy (1% Cr and 0.5% Mo) steel is SA-387B	Unidades
Peso adicional	1	
diámetro en in	19,68	
Max estrés (S)	13100	<i>psi</i>
diámetro en in	51,35	
Cc	0,125	<i>in</i>
densidad del material	7750	Kg/m^3
E	1,25	
Factor material	1,2	
Refractory Lining Thickness	0,152	<i>m</i>
Grosor	0,147	<i>in</i>
Grosor	0,0037	<i>m</i>
Volumen carcaza	0,0059	m^3
Volumen cabeza	0,0019	m^3
Masa carcaza	45,7346	<i>Kg</i>
Masa cabeza	14,5580	<i>Kg</i>
Masa total	60,292	<i>Kg</i>
Masa total	132,643	<i>lb</i>
Costo del reactor	\$ 2014	USD

área de aislante	1,6953	m^2
Costo de aislante	\$ 697	USD
área refractaria	1,963	m^2
Costo de material refractario	\$ 826	USD
níquel (2021)	32,18	USD/Kg
níquel (2023)	26,49	USD/Kg
Costo del catalizador	\$ 2340	USD
Costo total reactor catalítico reformado de metano (CB)	\$ 6585	USD

El cálculo para los reactores de reformado catalítico usando vapor de agua es análogo a los descritos con el reactor catalítico de alquitrán y metano

Equipo	Valores simulación	Unidad característica	Unidades	Costo base (CB)	Costo actual (2023)	FBM
Reactor catalítico alquitrán				\$ 14.747	\$ 20.823	3,05
Reactor catalítico reformado de metano				\$ 6.585	\$ 9.299	3,05
Heat4				\$48.246	\$ 68.127	3,17
Cool3				\$ 46.434	\$ 65.567	3,17
Cool4				\$ 147.334	\$ 208.046	3,17
Cool5				\$ 40.965	\$ 57.845	3,17
Cool6				\$ 47.657	\$ 67.296	3,17
Cool7				\$ 50.217	\$ 70.910	3,17
Cool8				\$ 70.032,46	\$ 98.891	3,17
Cool9				\$ 58.538,12	\$ 82.660	3,17
H-EX1				\$ 54.547,34	\$77.025	3,17
H-EX2				\$ 44.391,48	\$62.684	3,17
Compre 2	12569,76	Potencia	Hp	\$ 3.619.697,44	\$ 5.111.271	10,75
Compre 3	5413,512	Potencia	Hp	\$ 2.129.061,00	\$ 3.006.386	10,75
HTC				\$ 1.263.966,76	\$ 1.784.811	3,05
LTC				\$ 89.646,14	\$ 126.587	3,05
Bomba1				\$ 17.475,70	\$ 24.677	3,3

Equipo	Costo total
Reactor catalítico alquitrán	\$ 63.512
Reactor catalítico metano	\$ 28.362
Heat4	\$ 215.964

Cool3	\$	207.849
Cool4	\$	659.507
Cool5	\$	183.370
Cool6	\$	213.327
Cool7	\$	224.785
Cool8	\$	313.484
Cool9	\$	262.032
H-EX1	\$	244.168
H-EX2	\$	198.708
Compre2	\$	54.946.163
Compre3	\$	32.318.650
Reactor HTC	\$	5.443.674
Reactor LTC	\$	395.478
Bomba 1	\$	81.434
Separador 1	\$	152.251
Separador 2	\$	214.585
Separador 3	\$	432.650
ciclón 1	\$	479.020

Costo total \$ **97.278.973**

Captura DEPG (Costo equipos)						
Equipo	Valores simulación	Unidad característica	Unidades	Costo base (CB)	Costo actual (2023)	FBM
Cool10				\$ 50.540	\$71.366	3,17
Cool11				\$ 50.454	\$71.245	3,17
Cool15				\$ 259.147	\$365.935	3,17
PUMB2				\$ 670.536	\$ 946.845	3,3
PSA						
Absorción física				\$2.985.432	\$4.215.643	4,16
Compre 4	6827,734607	Potencia	Hp	\$2.464.283	\$3.479.743	10,75
Compre 6	388,3469356	Potencia	Hp	\$ 404.860	\$ 571.691	10,75
Compre 7	546,2521847	Potencia	Hp	\$ 501.943	\$708.779	2,15
Compre 8	186,4953855	Potencia	Hp	\$ 255.045	\$360.142	2,15
sep4	(Metodología del Turton)			\$ 812.286	\$ 812.286	4,16
sep5				\$ 160.845	\$ 160.845	4,16
sep6				\$ 160.845	\$ 160.845	4,16

sep7		\$ 160.845	\$ 160.845	4,16
------	--	------------	------------	------

Para los compresores 4 y 6 se realizó una modificación al factor FMB debido a que estos compresores fueron construidos a base de níquel, como consecuencia de las altas presiones a la que se somete el gas rico en hidrogeno y dióxido de carbono, por sugerencia de autor del Warren ese necesario trabajara con dicho material.

Torre de adsorción física		
Densidad del níquel alloy	7750	<i>Kg/m³</i>
	0,28	<i>lb/in³</i>
presión de operación	69	<i>bar</i>
Numero de etapas	25	
diámetro	1,88	<i>m</i>
Altura	12	<i>m</i>
presión de equipo	1232,5	<i>psig</i>
S	15000	PSI
E	0,85	
presión de diseño	1346,71	
grosor de la torre	3,322	<i>in</i>
grosor asumido	1,25	<i>in</i>
diámetro externo	4,572	<i>in</i>
grosor torre vertical (tw)	3,533	<i>in</i>
	6,856	
peso carcaza	259327,18	<i>lb</i>
Costo carcaza	\$ 636.918	
FM	1,7	Stainless steel 304
Costo carcaza	\$ 1082760	
Costo de escalaras y demás	\$ 20499	
	<i>2' Pall</i>	
Costo del empaque	\$ 100	<i>\$/ft3</i>
Volumen del empaque	18821,720	<i>ft3</i>
Costo empaque	\$ 1.882.172	
Costo parcial	\$ 2.985.432	

El costo del Sistema pressure system adsorption (PSA) fue calculado usando la metodología de Hoffman

PSA		
SORB Requerido	0,01	<i>Kmol/Kg</i>
Tiempo de ciclo	1	<i>hora</i>
Numero de lechos	4	
Costo del sorbente(R)	2,77	<i>USD/lb</i>
Rate attrition	0,1	<i>1/año</i>
Factor de operación	0,82	
CE	392,6	
Datos de simulación		
Flujo molar por procesar	1671,83	<i>Kmol/h</i>
Flujo molar de salida	1317,25	<i>Kmol/h</i>
Masa de sorbente	526900,572	<i>Kg</i>
Masa de sorbente	1159181,26	<i>lb</i>
Costo de sorbente	\$ 3210932	<i>USD</i>
Costo PSA	\$ 6353314	<i>USD</i>
Costo anual del sorbente	\$ 321093	<i>USD</i>

A partir de los datos de la simulación se usa la correlación y los parámetros de Hoffman se calculó la masa de solvente

$$M_{sorben} = \frac{F_{salida} * t_{ciclo} * N_{ciclos}}{Sorb_{requerido}}$$

$$Cost_{sorb} = M_{sorben} * R_{sorb}$$

El costo de los equipos fue calculado usando la siguiente relación

$$Cost_{PSA} = 1510000 * \left(\frac{F_{entrada}}{500}\right)^{0,6}$$

Equipo	Costos totales
Cool10	\$ 226.231
Cool11	\$ 225.847
Cool15	\$ 1.160.012
PUMB2	\$ 3.124.588
PSA	\$ 9.564.246
Torre de absorción física	\$ 17.537.073
Compre 4	\$ 37.407.238

Compre 5	\$	6.145.679
Compre 6	\$	1.523.874
Compre 7	\$	774.305
Separador4	\$	3.379.110
Separador5	\$	669.115
Separador6	\$	669.115
Separador7	\$	669.115

Costo total: **\$ 83.075.549**

Equipo	Costo base (CB)	Costo actual (2023)	FBM
Heat5	\$ 258.685	\$365.282	3,17
Cool10	\$ 273.585	\$386.322	3,17
Cool11	\$ 265.496	\$374.900	3,17
Bomba2	\$ 369.829	\$ 522.224	3,3
PSA			
Absorción química	\$ 630.358	\$ 890.110	4,16
Desorción	\$16.193.448	\$ 22.866.304	4,16

Torre de adsorción química		
Densidad del niquel alloy	7750	<i>Kg/m3</i>
	0,28	<i>lb/in3</i>
Presion de operación	17	<i>bar</i>
Numero de etapas	20	
diámetro	1,91	<i>m</i>
Altura	3,2	<i>m</i>
presión de equipo	290	<i>psig</i>
S	15000	
E	0,85	
presión de diseño	347,536049	
grosor de la torre	0,87114842	<i>in</i>
grosor asumido	1,25	<i>in</i>
diámetro externo	76,4467	<i>in</i>
grosor torre vertical (tw)	0,00376211	<i>in</i>

	0,87491053	
peso carcaza	10897,755	<i>lb</i>
Costo carcaza	\$ 61.836	
FM	1,7	Stainless steel 304
Costo carcaza	\$ 105122	
Costo de escalaras y demás	\$ 7.177	
	2' Pall	
Costo del empaque	\$ 100	$\$/ft^3$
Volumen del empaque	5180,58833	ft^3
Costo empaque	\$ 518.059	
Costo parcial	\$ 630.358	

Torre de Desorción química		
Densidad del niquel alloy	7750	<i>Kg/m3</i>
	0,28	<i>lb/in3</i>
presión de operación	1	<i>bar</i>
Numero de etapas	22	
diámetro	6	<i>m</i>
Altura	10	<i>m</i>
presión de equipo	18,125	<i>psig</i>
S	15000	<i>Psi</i>
E	0,85	
Presion de diseño	26,40	
grosor de la torre	0,20	<i>in</i>
grosor asumido	1,25	<i>in</i>
diámetro externo	237,47	<i>in</i>
grosor torre vertical tw	0,0102	<i>in</i>
	0,2182	
peso carcaza	26445,63	<i>lb</i>
Costo carcaza	\$ 106256	<i>USD</i>
FM	1,7	Stainless steel 304
Costo carcaza	\$ 180.636	<i>USD</i>

Costo de escaleras y demas	\$ 36.930	USD
	2 ' Pall	
Costo del empaque	\$ 100	\$/ft ³
Volumen del empaque	159758,83	ft ³
Costo empaque	\$15.975.883	USD
Costo parcial	\$16.193.448	USD

Equipo	Costo total
Heat5	\$ 1.157.943
Cool10	\$ 1.224.641
Cool11	\$ 1.188.432
Bomba 2	\$ 1.723.340
PSA	\$ 9.564.246
Torre de Absorción	\$ 3.702.859
Torre de desorción	\$ 95.123.825

Costo total: \$ **113.685.286**

ANEXO III. OPEX

El costo de energía eléctrica y térmica fueron extraídos de la base de datos de Aspen Plus V12 de igual forma los costos de utilidades como vapor de agua y agua de enfriamiento, así como el costo del refrigerante.

Pretratamiento Servicios industriales								
Equipo	energía eléctrica (KW)	energía térmica (KW)	Masa (utilidad/materia prima/otro) Kg/h	Cost Energia electrica (Kw/h)	Cost termica(Kw/h)	Costo de material	Suma de utilidades	Costo anual
Molienda (Hammer mill)	1235,0	0	80000	0,054	0	\$0,0120	\$1.026,7	\$ 8.993.804,4
Secado	296,6	0	0	0,054	6,17597E-06		\$ 16,0	\$ 140.299,8
Ventilador (Vane axial)	1253,3	0	0	0,054	6,17597E-06		\$ 67,7	\$592.882,5
Torrefactor	0,0	5005679,09	0	0,054	6,17597E-06		\$ 30,9	\$ 270.814,9
Peletizadora	1076,4	0	0	0,054	6,17597E-06		\$ 58,1	\$ 509.186,2
Blower combustion (Centrifugal)	438,4	0	14837,34713	0,054	6,17597E-06		\$ 23,7	\$ 207.370,9

Gasificación				
Electricidad	vapor	Costo del vapor	Costo energía eléctrica (Kw/h)	Costo total
2542,833333	32088,42303	0,004	0,054	\$ 2.327.240

Gas limpia y mejora (Costo equipos)	
Equipo	Costo total
Reactor catalítico Tar	\$ 7
Reactor catalítico reformado de metano	\$ 284
Heat4	\$ 5.713.862
Cool3	\$ 22.293
Cool4	\$ 111.811
Cool5	\$ 33.098
Cool6	\$ 14.962
Cool7	\$ 48.778
Cool8	\$ 77.499
Cool9	\$ 185.125
Compre 2	\$ 3.694.960
Compre 3	\$ 1.591.327
HTC	\$ 115.172
LTC	\$ 6.315
Bomba1	\$ 14.735

DEPG	
Equipo	Costo total
Cool10	\$ 16.642
Cool11	\$ 174.203
Cool15	\$ 14.827
PUMB2	\$ 828
PSA	\$ 321.409
Absorción física	\$ 144.975
Compre 4	\$ 2.408.455
Compre 6	\$ 136.988
Compre 7	\$ 192.688
Compre 8	\$ 65.785

MEA	
Equipo	Costo total
Cool11(MEA+ H2O)	\$ 1.132.366
PUMB2	\$ 196.425
PSA	\$ 321.409
Adsorc quimica	\$ 326.683
Desorc quimica	\$ 4.765.395