

بِسْمِ اللَّهِ
الرَّحْمَنِ
الرَّحِيمِ

ارائه پروژه نهایی درس بررسی مقدماتی طرح

عنوان:

شبیه سازی و بررسی اقتصادی واحد تولید گاز سنتز

ارائه دهندگان:

یاسین طاهری (yasintaheri72@gmail.com)

پوریا مطهری (pooriamotahari@gmail.com)

ابوالفضل اخلاقی (abolfazl.akhlaghi81@gmail.com)

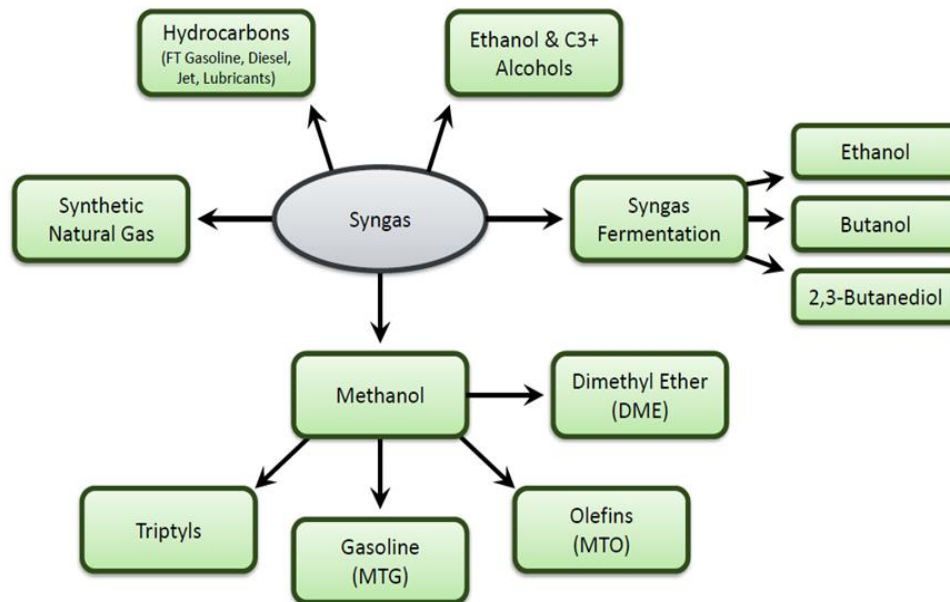
استاد درس:

دکتر سعید عینی

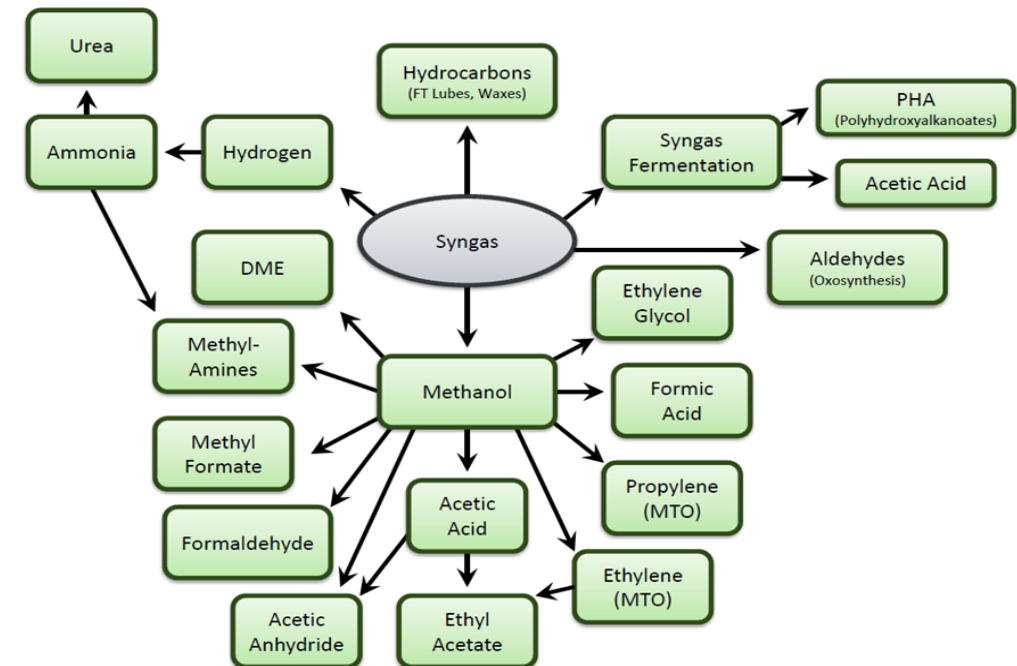


بهمن ۱۴۰۲

- فرایند تولید گاز سنتز یک فرایند شیمیایی حیاتی است که تبدیل متان و کربن دی اکسید به گاز سنتز (کربن مونوکسید و هیدروژن) را انجام می دهد.
- گاز سنتز یکی از اجزای مهم در فرایندهای شیمیایی تولید مواد اولیه مختلف است. این گاز به دلیل امکان تبدیل به سوخت و همچنین استفاده در تولید مواد اولیه شیمیایی، از اهمیت ویژه ای برخوردار است.
- این فرایند عموماً به منظور تولید سوخت و مواد شیمیایی مورد استفاده قرار می گیرد.



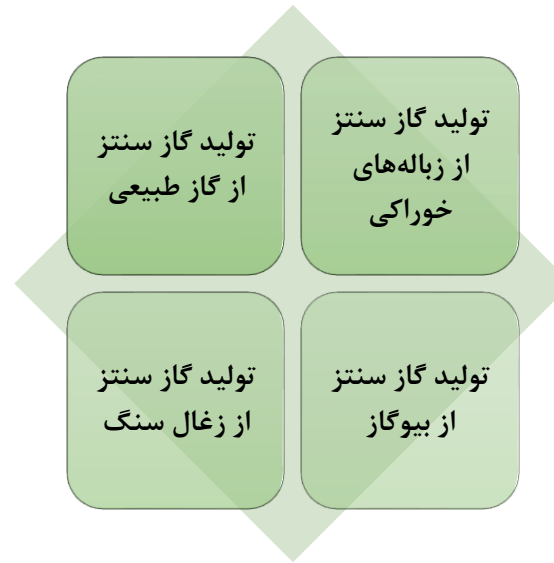
شکل ۲) محصولات سوختی



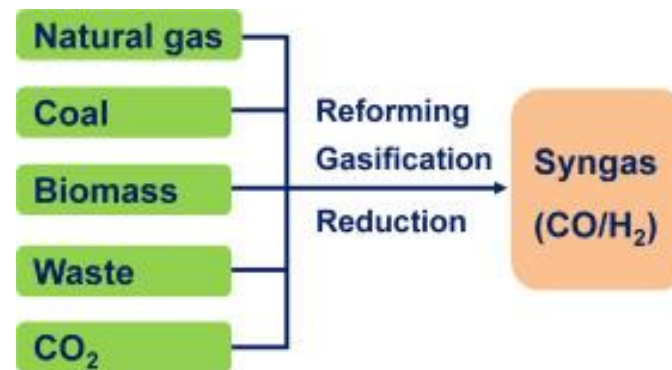
شکل ۱) محصولات شیمیایی



روش‌های تولید گاز سنتز



شکل ۳) مواد اولیه مختلف برای تولید گاز سنتز



شکل ۴) انواع روش های تولید گاز سنتز



جدول (۱) ظرفیت تولید گاز سنتز برخی از شرکت‌های جهانی

شرکت	ظرفیت گاز سنتز (m ³ /d)	گاز طبیعی ورودی (m ³ /d)
Chevron nigeria	4054	9345000
Sasol/Qatar petroleum, Oryx	4054	9345000
Shell/Qatar petroleum, Pearl	16700	45300000
ExxonMobil Qatar	18360	50970000
PetroSA Mossel Bay	2860	5663000
World GTL, Trinidad	270	595000
Syntroleum Sweetwater	1190	2832000
Shell Bintulu	1750	3115000

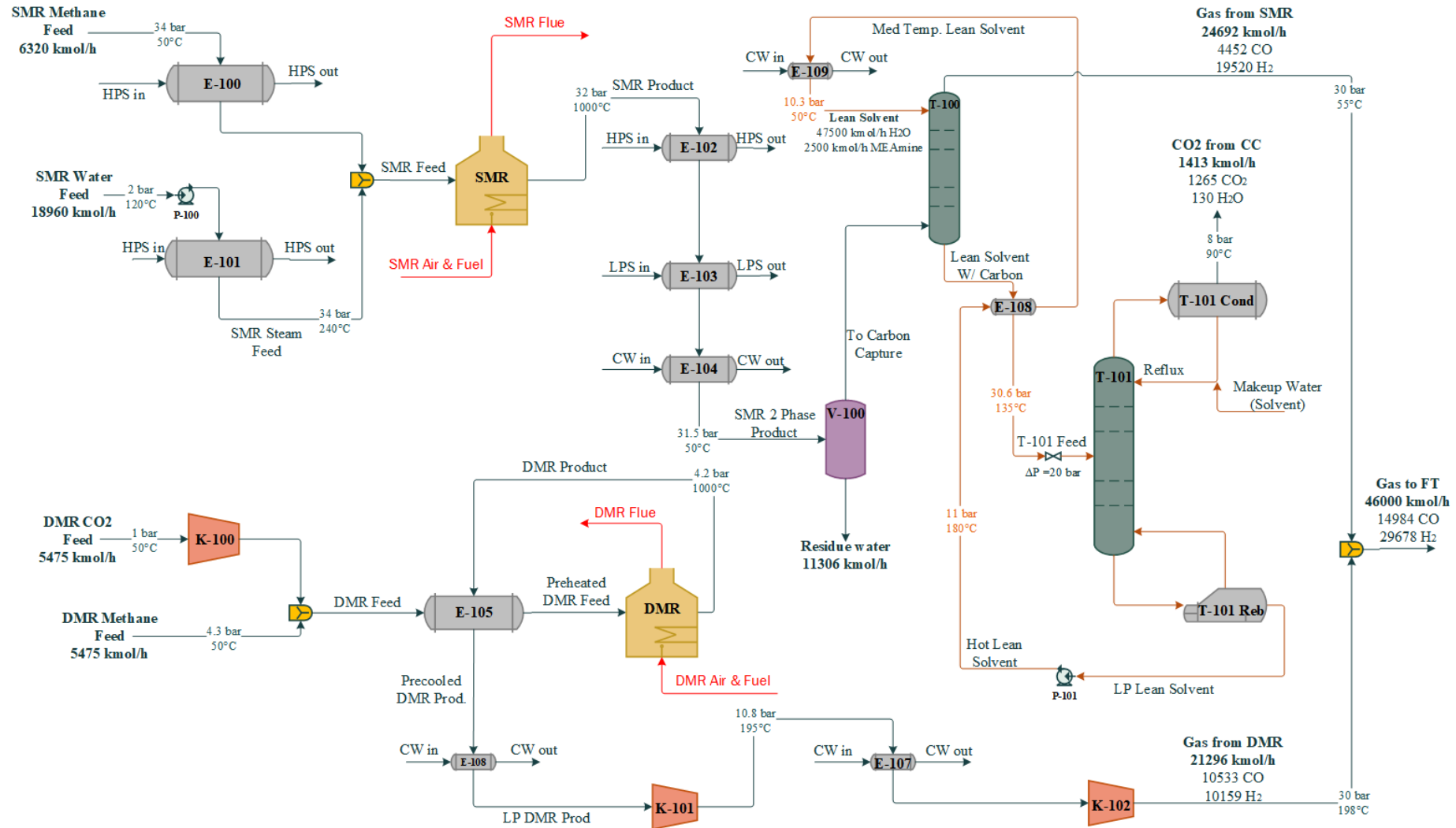
• برای هر متر مکعب گاز سنتز حدود ۱۸۰۰ تا ۲۸۰۰ متر مکعب گاز طبیعی مصرف می‌شود.

در منطقه خلیج فارس به‌ویژه ایران، هزینه تولید گاز طبیعی از میادین مستقل و یا از میادین نفت تقریباً پایین‌ترین هزینه در جهان است. علل اصلی این امر عبارتند از:

- بزرگی میادین نفتی و نرخ بالای تولید نفت و گاز همراه آن‌ها
- بزرگی میادین گازی
- عمق بسیار کم خلیج فارس (حداکثر ۲۰۰ متر)
- هزینه پایین نیروی کار



GAS-TO-LIQUID, SMR/DMR PROCESS

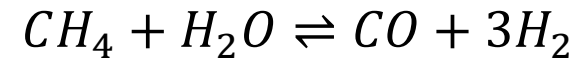


شکل ۵) نمودار جریان فرایند

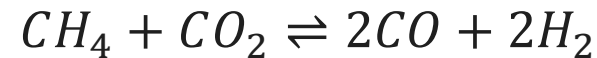


محصول این واحد گاز سنتز با نسبت هیدروژن - کربن مونوکسید برابر با ۲ است.

بخش SMR در واحد، گاز سنتز با نسبت هیدروژن - کربن مونوکسید برابر با ۳ تولید می‌کند.



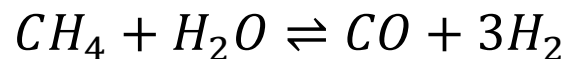
بخش DMR در واحد، گاز سنتز با نسبت هیدروژن - کربن مونوکسید برابر با ۱ تولید می‌کند.



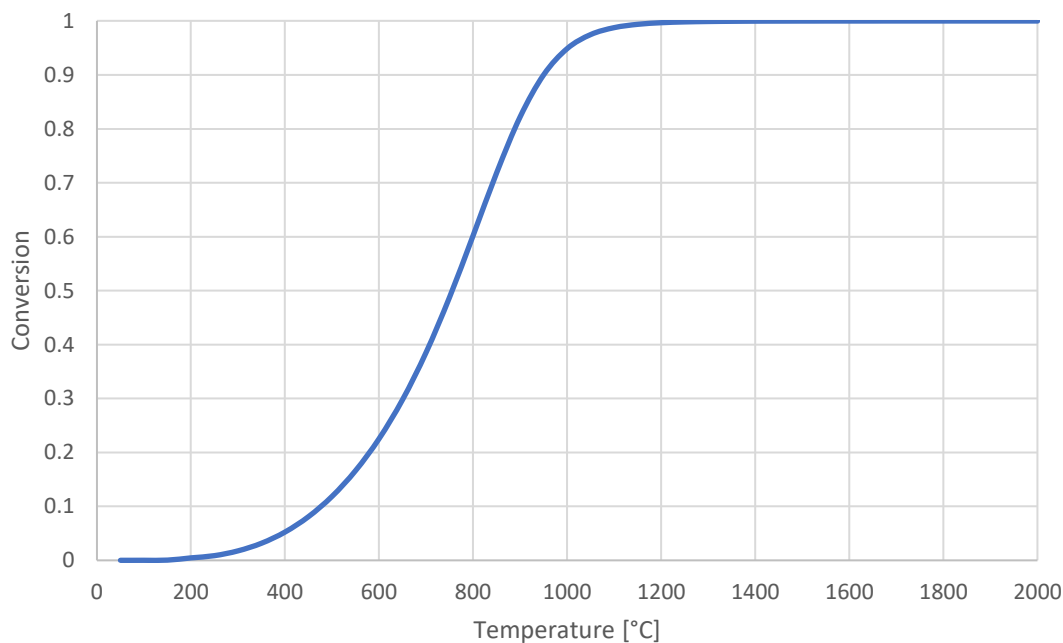


محصول این واحد گاز سنتز با نسبت هیدروژن - کربن مونوکسید برابر با ۲ است.

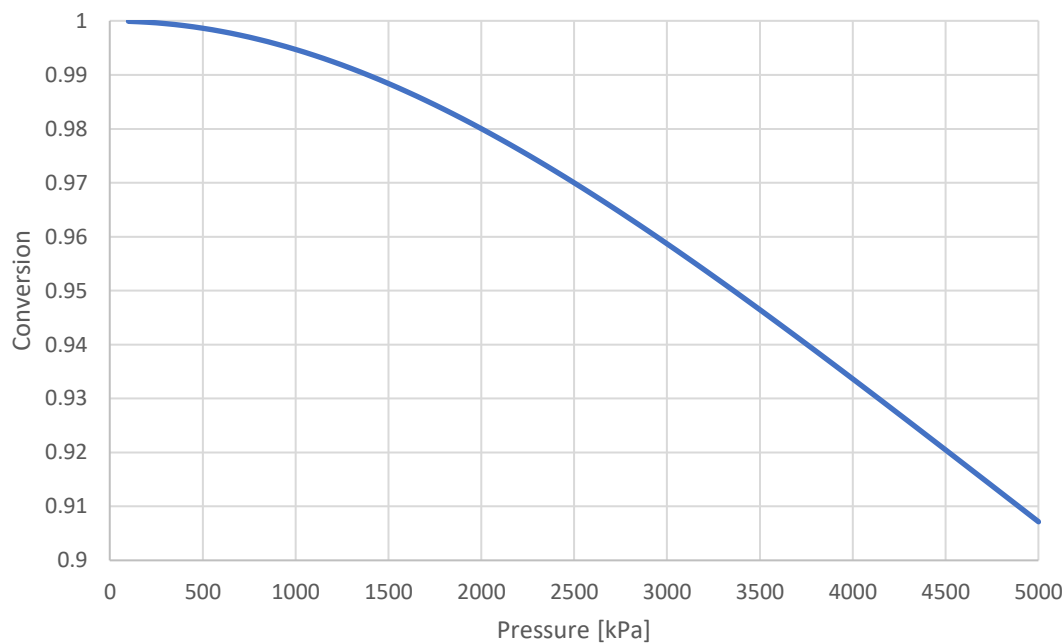
بخش SMR در واحد، گاز سنتز با نسبت هیدروژن - کربن مونوکسید برابر با ۳ تولید می‌کند.



SMR Sensitivity on Temperature



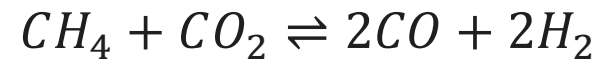
SMR Sensitivity on Pressure



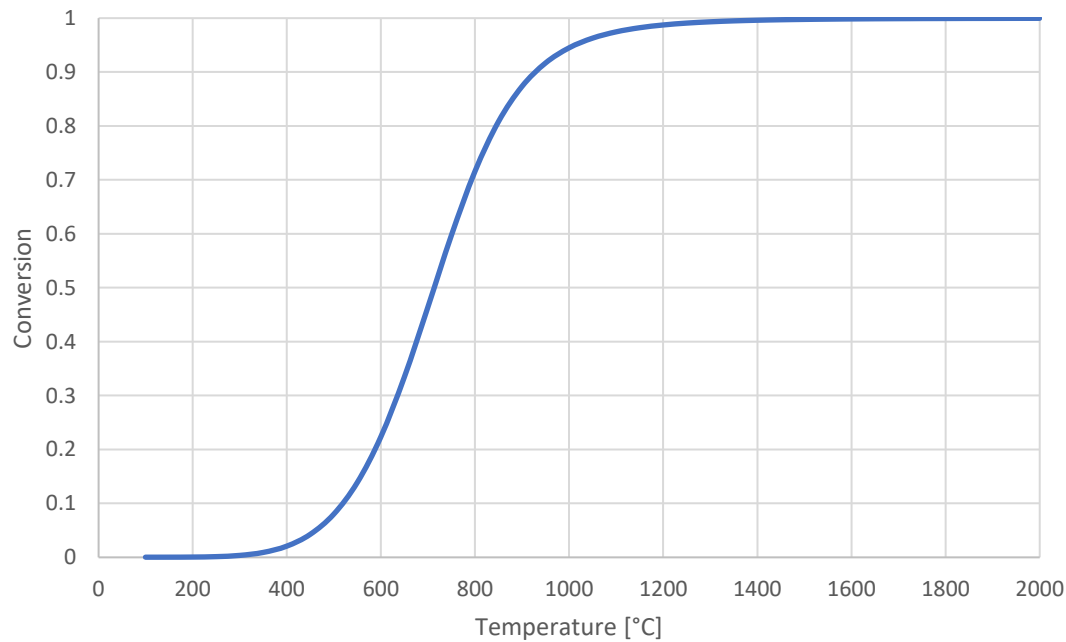
شکل ۶) وابستگی واکنش SMR به دما و فشار

محصول این واحد گاز سنتز با نسبت هیدروژن - کربن مونوکسید برابر با ۲ است.

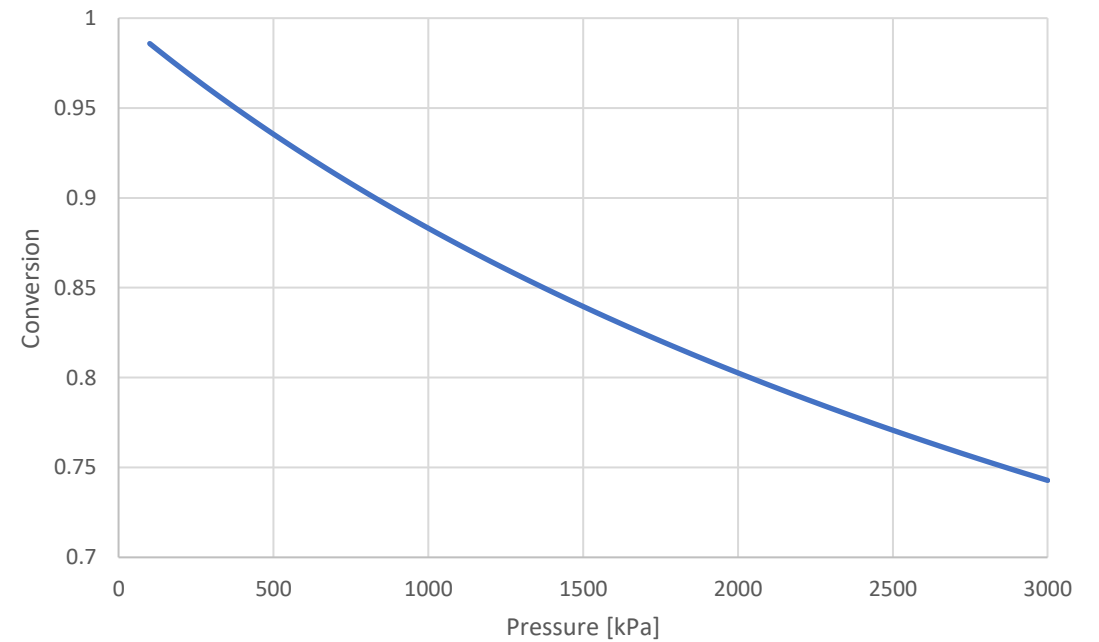
بخش DMR در واحد، گاز سنتز با نسبت هیدروژن - کربن مونوکسید برابر با ۱ تولید می‌کند.



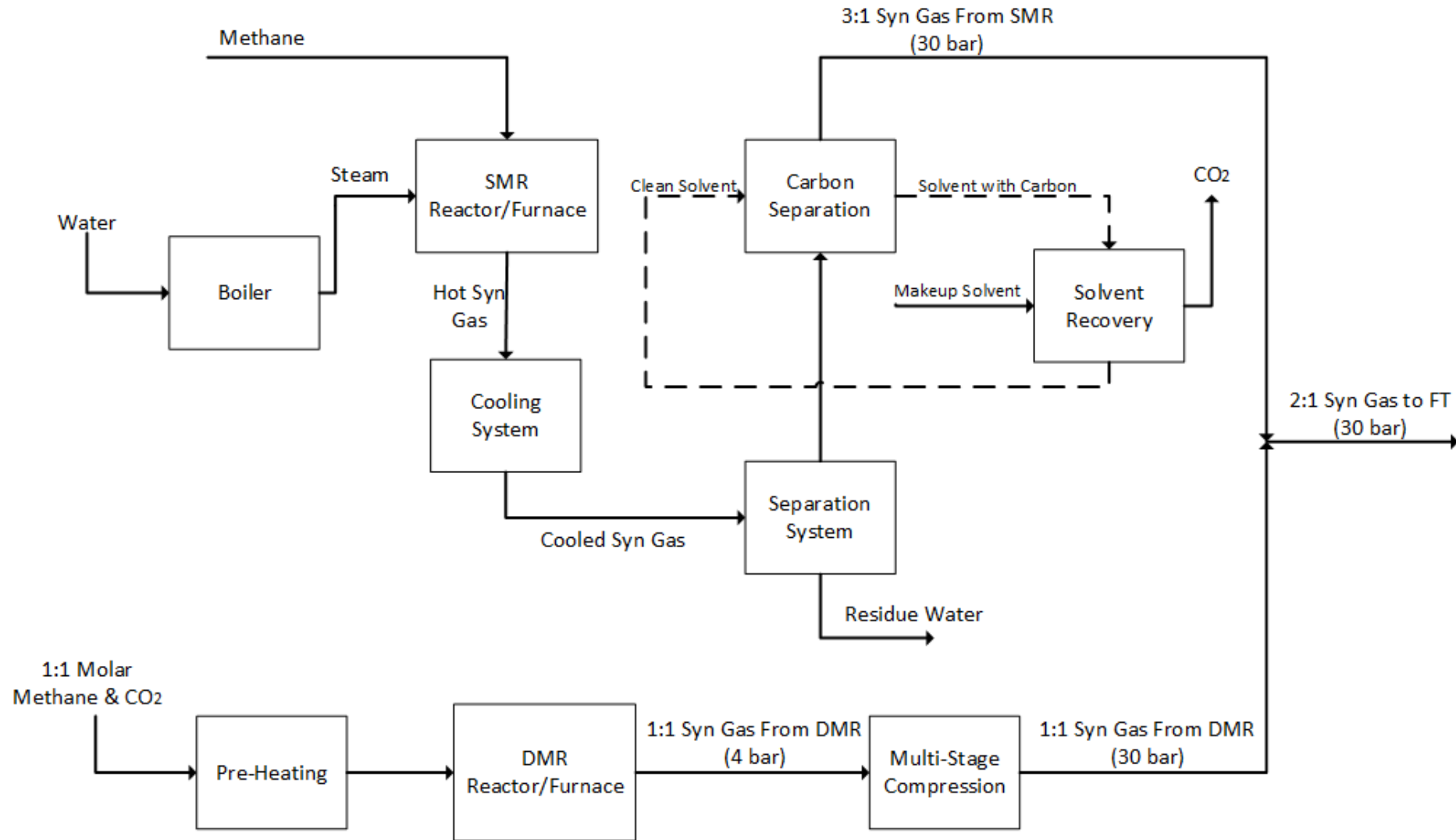
DMR Sensitivity on Temperature



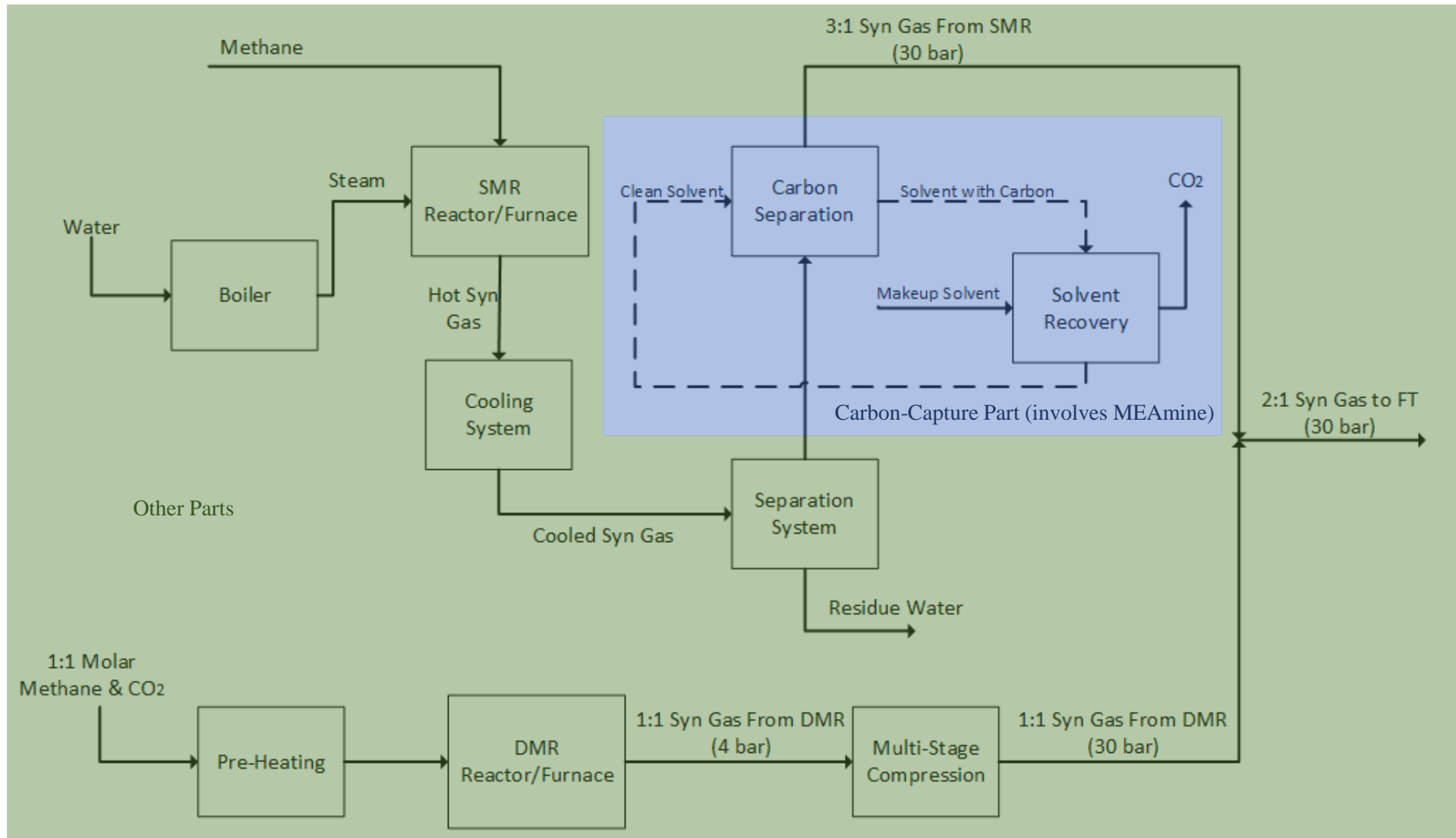
DMR Sensitivity on Pressure



شکل (۷) وابستگی واکنش DMR به دما و فشار



شکل ۸) نمودار مفهومی فرایند



شکل ۸) نمودار مفهومی فرایند

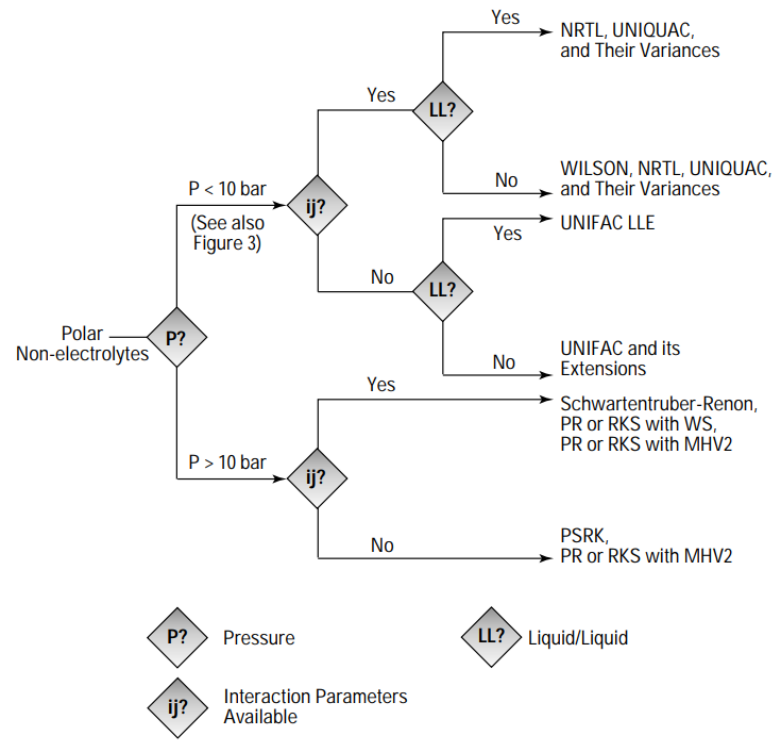


• بخش جذب کربن:

Amine Liq-Liq Extraction → Acid Gas – Chemical Solvents FP

• بخش‌های دیگر:

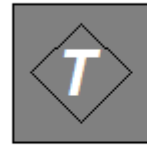
Non-Electrolyte Polar Components in High Avg Pressure → Peng-Robinson FP



شکل ۹) نمودار نحوه انتخاب بسته ترمودینامیکی برای مواد غیرالکترولیت و قطبی



- سنگین بودن بسته ترمودینامیکی Acid Gas – Chemical Solvents برای استفاده کلی
- دقیق نبودن بسته ترمودینامیکی Acid Gas – Chemical Solvents برای استفاده در بخش‌های دیگر



Sub-Flowsheet



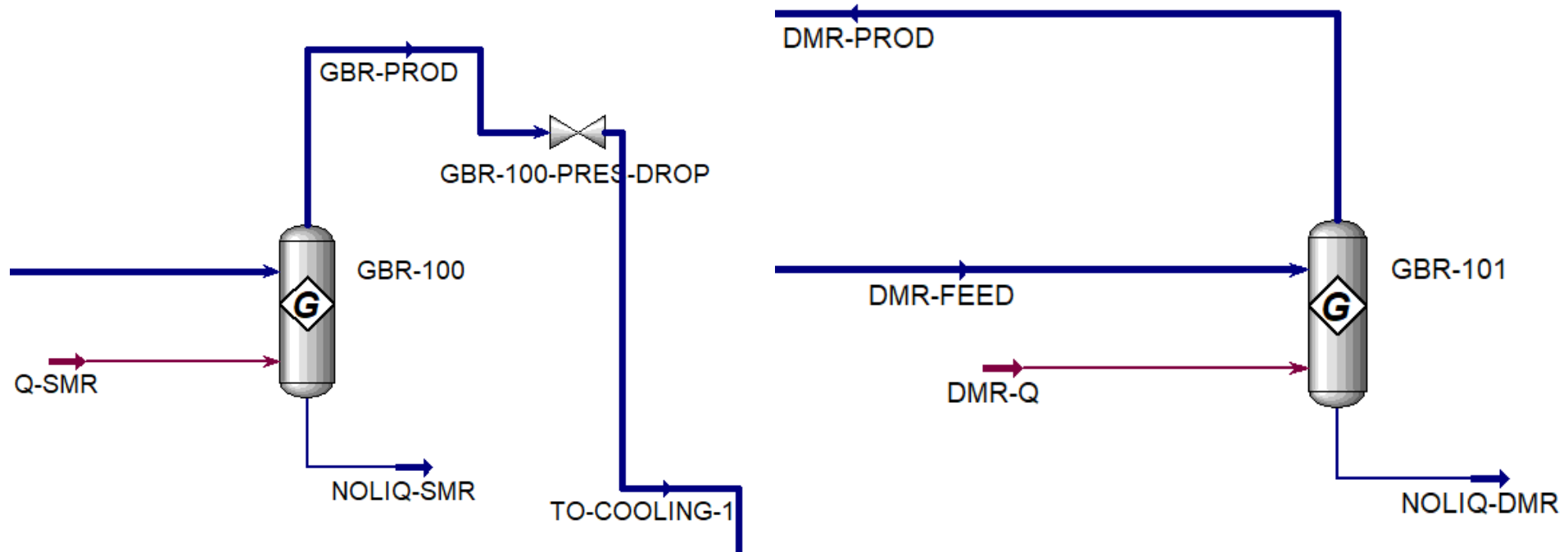
CUT-101

شکل ۱۰) بلوک‌های مورد استفاده برای تغییر بسته ترمودینامیکی در نرم‌افزار هایسیس



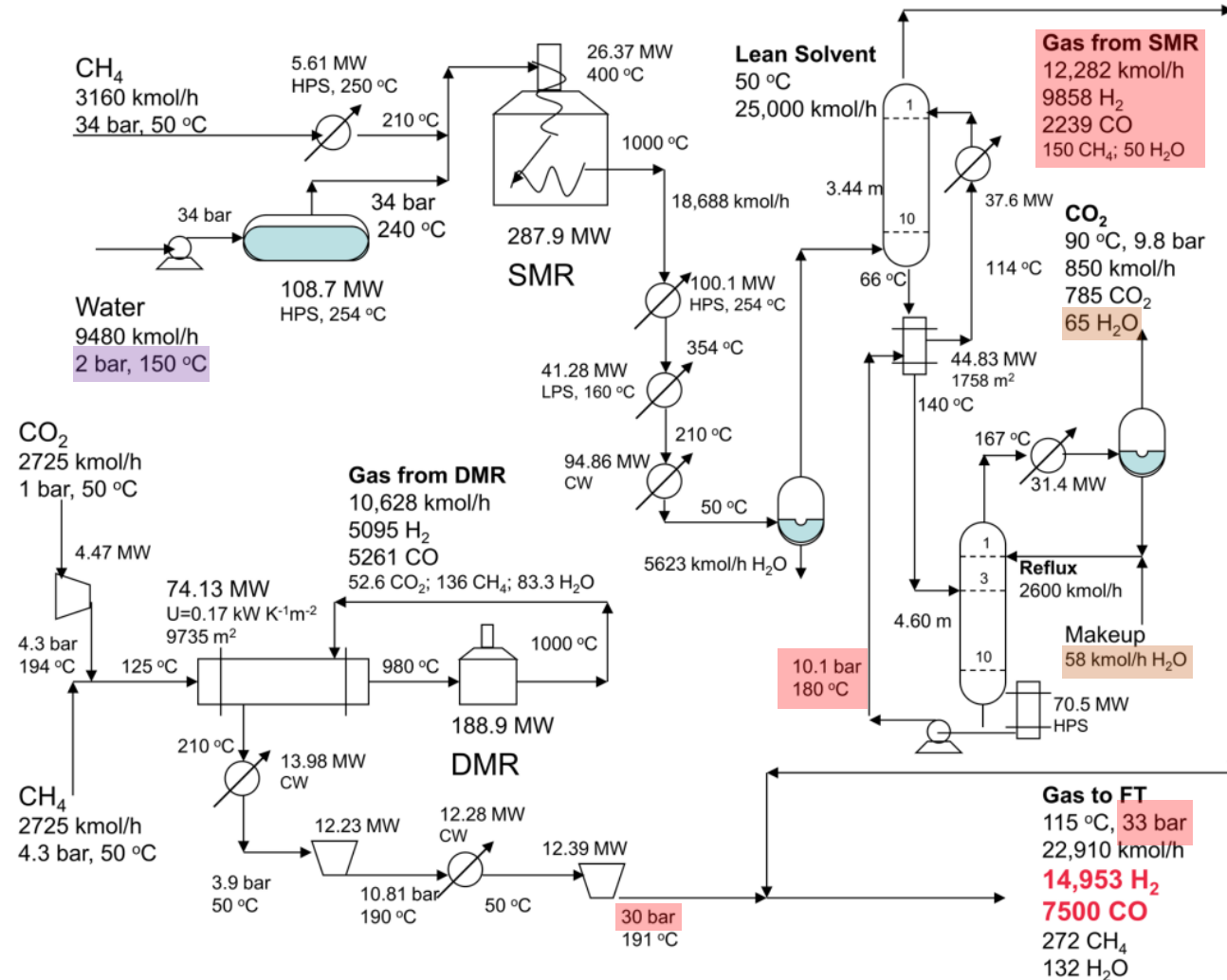
- شبیه‌سازی مبدل‌های حرارتی و ضریب انتقال حرارت پایین (انتقال حرارت گاز با گاز)
- شبیه‌سازی راکتور/کوره‌های بخش‌های SMR و DMR
- مشکلات و ایرادات مقاله مرجع در دبی، فشار و دمای جریان‌ها
- برج جذب کربن و برج تقطیر احیای حلال
- تراکم گازی چند مرحله‌ای بخش DMR و مدل ترمودینامیکی مخصوص
- انتگراسیون واحد (امتیازی)
- چالش‌های افزایش ظرفیت دو برابری واحد

- شبیه‌سازی راکتور/کوره‌های بخش‌های SMR و DMR



شکل ۱۱) شبیه‌سازی راکتورهای SMR و DMR

- مشکلات و ایرادات مقاله مرجع در دبی، فشار و دمای جریان‌ها



شکل ۱۲) نمودار جریان فرایند از مقاله مرجع

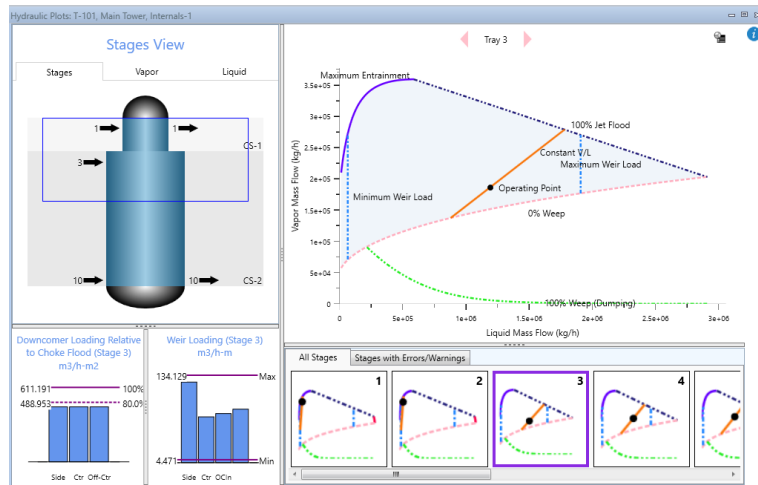
• برج جذب کربن و برج تقطیر احیای حلال

✓ مشخصات خاص (Specs) برج‌ها برای همگرایی محاسبات جریان بازگشتی و خود برج‌ها

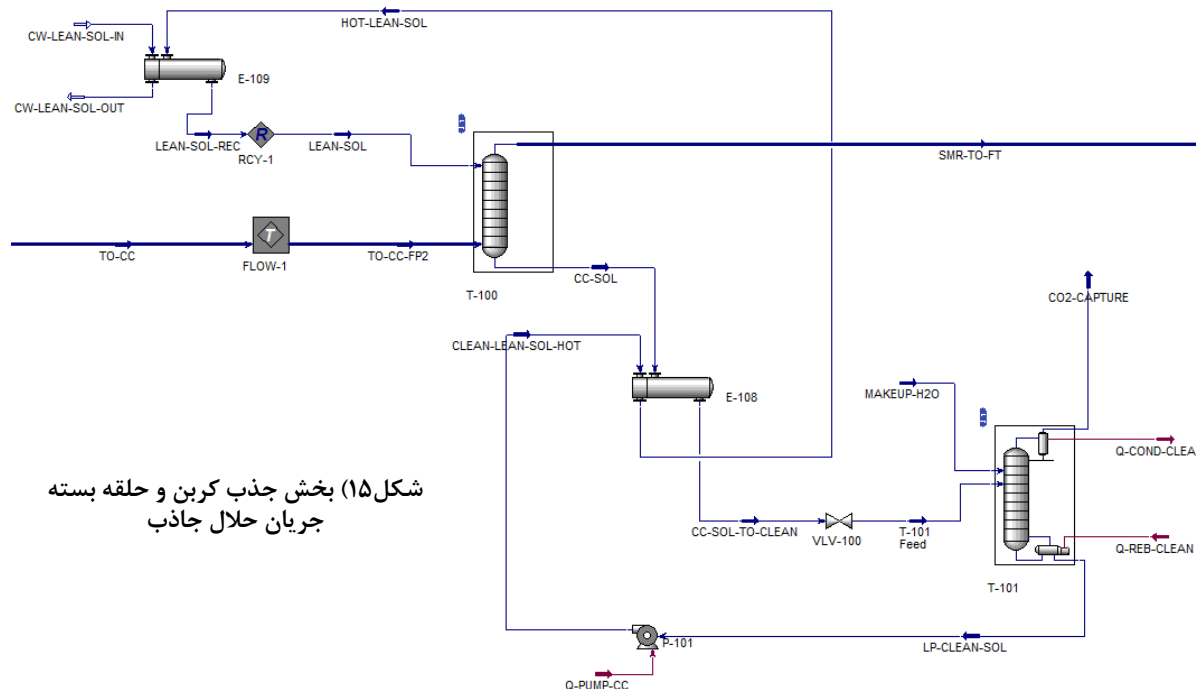
✓ هیدرولیک برج‌ها برای پیشگیری از Flooding، Weeping، Foaming و غیره

✓ کاهش فشار خوراک برج تقطیر بازیابی حلال برای دو فازی شدن و همگرایی محاسبات برج

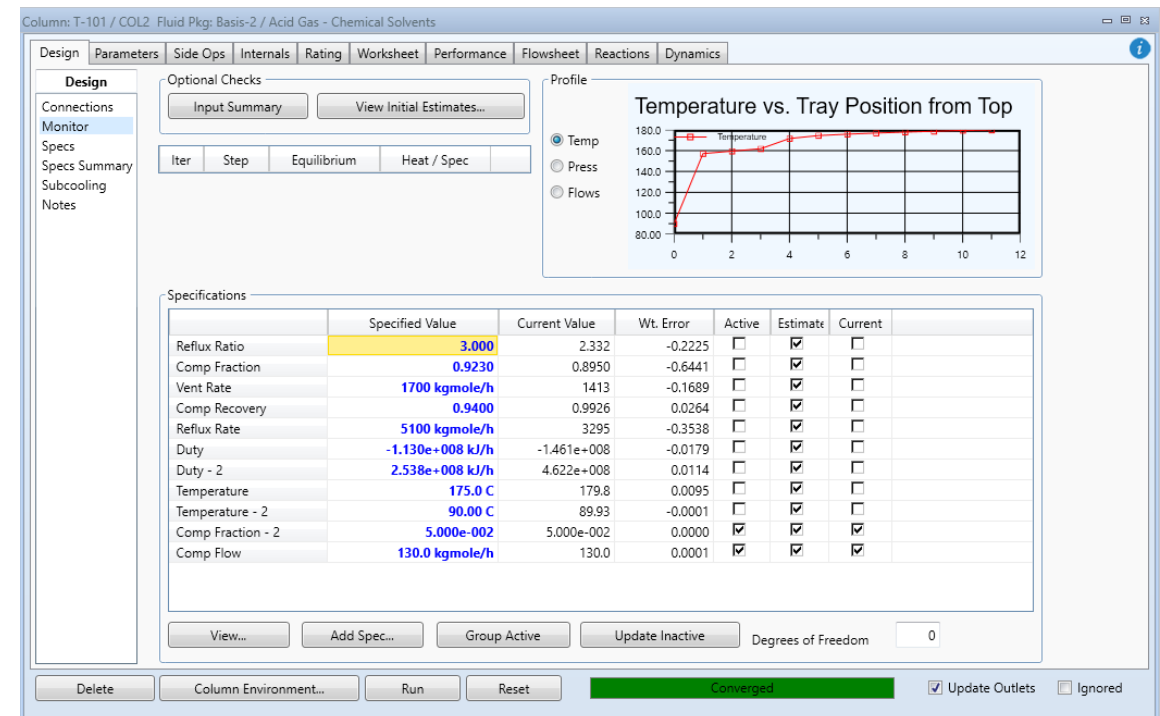
✓ شبیه‌سازی جداگانه چگالنده و جوش‌آور برج تقطیر بازیابی حلال



شکل ۱۳) هیدرولیک برج T-101

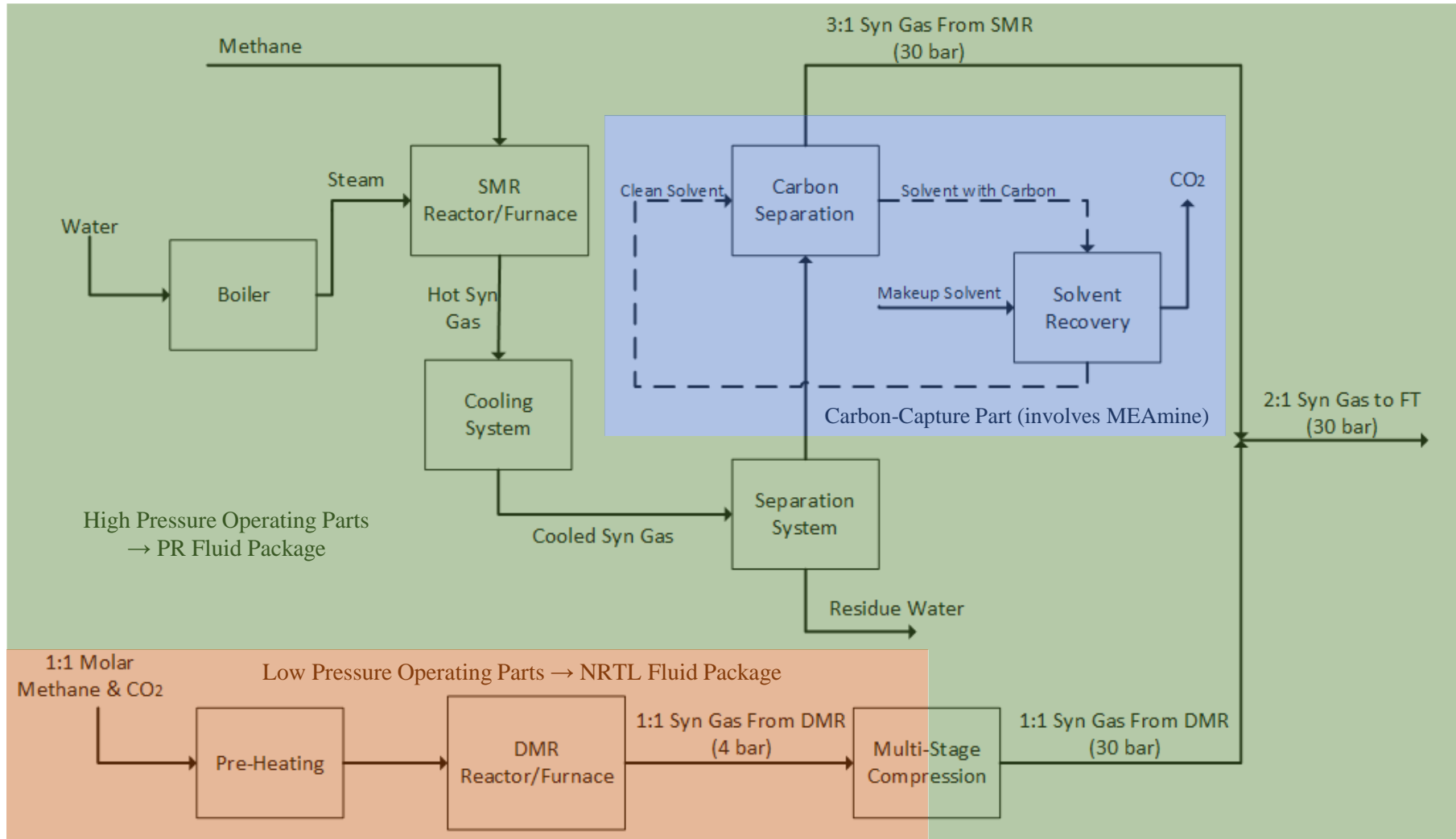


شکل ۱۵) بخش جذب کربن و حلقه بسته جریان حلال جاذب

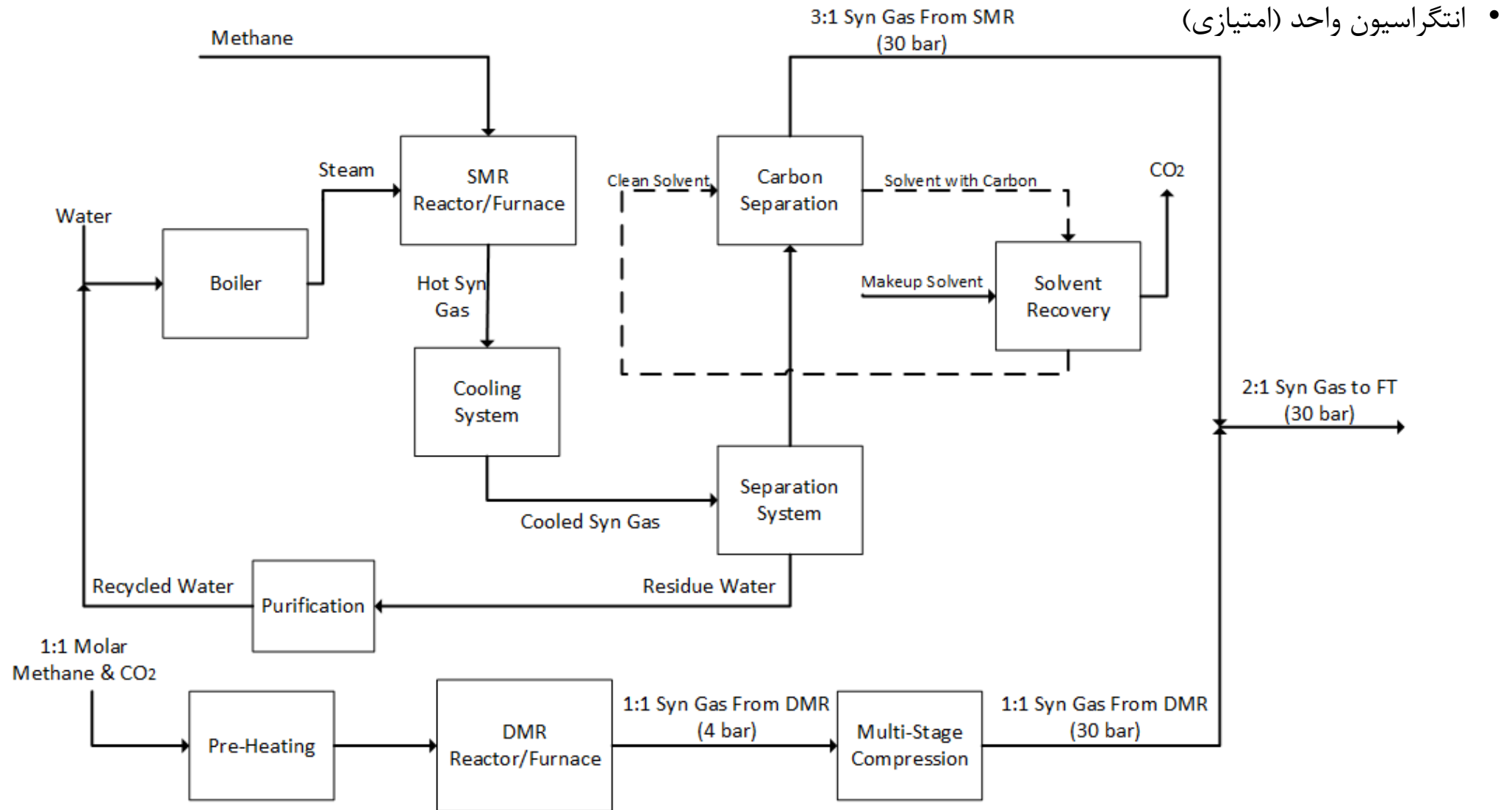


شکل ۱۴) انتخاب مشخصه‌های خاص برای برج T-101

- تراکم گازی چند مرحله‌ای بخش DMR و مدل ترمودینامیکی مخصوص

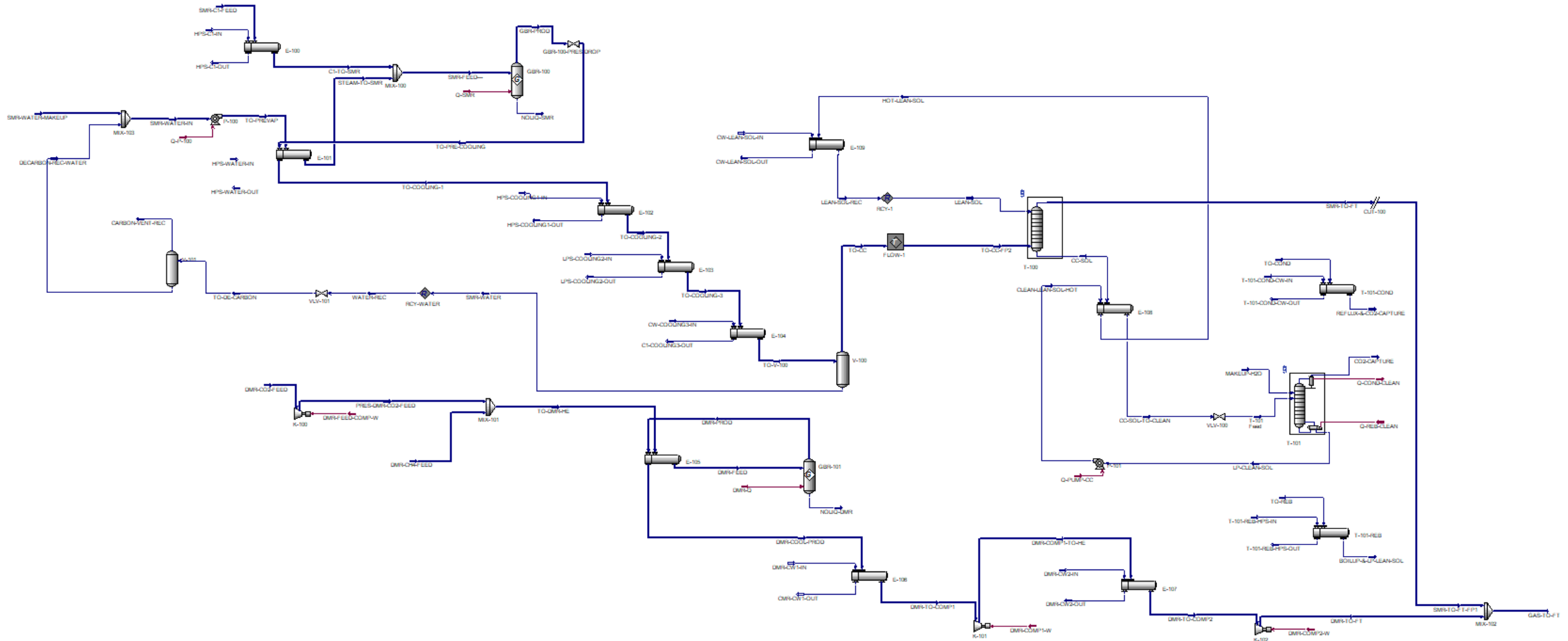


شکل ۱۶) نمودار مفهومی فرایند و تفاوت تغییر بسته ترمودینامیکی برای فشارهای پایین



شکل ۱۷) نمودار مفهومی فرایند و بازگشت دادن جریان آب اضافی به خوراک اولیه

- انتگراسیون واحد (امتیازی)



شکل ۱۸) نمودار کلی شبیه‌سازی انتگراسیون فرایند



- چالش‌های افزایش ظرفیت دو برابری واحد
 - ✓ افزایش دو برابری دبی‌های خوراک
 - ✓ افزایش دبی حلال جذب کربن و دبی حلال آب جبرانی آن
 - ✓ افزایش مشخصات خاص تجهیزات (دبی حلال آب خروجی از جریان مقطره)
- نتایج افزایش ظرفیت دو برابری واحد
 - ✓ افزایش قطر برج‌ها
 - ✓ افزایش مصرف سوخت و حجم راکتور/کوره و احتمال تغییر طراحی کوره
 - ✓ افزایش مصرف Utility و مساحت انتقال حرارت در مبدل‌های حرارتی
 - ✓ افزایش بار پمپ‌ها و کمپرسورها در نتیجه افزایش هزینه موتور این تجهیزات

جدول ۲) مقایسه نتایج و مشخصات تمامی جریانات خروجی نسبت به شبیه سازی

Molar Flow Kmol/h	Gas From SMR	Gas From DMR	Gas to FT	CO ₂ From Carbon Capture	Residue Water
Reference					
Total	24594	21256	45820	1700	11264
Hydrogen	19716	10190	29906	-	-
CO	4478	10522	15000	-	-
CH ₄	300	272	544	-	-
H ₂ O	100	166.8	264	130	11264
CO ₂	-	105.2	106	1570	-
Simulation					
Total	24684	21296	45988	1413	11306
Hydrogen	19520	10159	29678	15	-
CO	4452	10533	14984	3	-
CH ₄	322	302	624	-	-
H ₂ O	135	187	322	130	11300
CO ₂	264	115	379	1265	6



تعیین اندازه و تخمین قیمت تجهیزات



هدف تعیین اندازه مبدل‌های حرارتی ← بدست آوردن سطح انتقال حرارت

$$Q = UAF\Delta T_{LMTD} \rightarrow A = \frac{Q}{U\Delta T_{LMTD}} \rightarrow \left\{ \begin{array}{l} Q: \text{شبییه سازی} \\ F: \text{شبییه سازی} \\ \Delta T_{LMTD}: \text{شبییه سازی} \\ U: \text{مرجع [1]} \end{array} \right.$$
$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)}$$

T_1 : دمای سیال داغ ورودی ($^{\circ}\text{C}$)

T_2 : دمای سیال داغ خروجی ($^{\circ}\text{C}$)

t_1 : دمای سیال سرد ورودی ($^{\circ}\text{C}$)

t_2 : دمای سیال سرد خروجی ($^{\circ}\text{C}$)



هدف تعیین اندازه مخازن با انباشت سیال ← بدست آوردن قطر و طول

$$V = 2 \left(\frac{F_L \tau}{\rho_L} \right)$$

V : حجم مخزن (m^3)

F_L : دبی جرمی جریان مایع ورودی به مخزن ($\frac{Kg}{s}$)

τ : زمان ماند (s)

ρ_L : چگالی جریان مایع ورودی به مخزن ($\frac{Kg}{m^3}$)

فرضیات:

- زمان ماند: ۵ دقیقه
- نسبت طول به قطر: ۴

هدف تعیین اندازه برج تقطیر:

- بدست آوردن تعداد سینی‌های حقیقی
- تعیین اندازه مخزن بازگشتی ← تعیین اندازه مخازن با انباشت سیال
- تعیین اندازه چگالنده و جوش‌آور ← تعیین اندازه مبدل‌های حرارتی
- تعیین اندازه پمپ‌های چگالنده و جوش‌آور
- تعیین اندازه بدنه برج تقطیر

بدست آوردن تعداد سینی‌های حقیقی:

$$E_0 = 51 - 32.5 \log(\mu_a \alpha_a) \rightarrow \begin{cases} \alpha_{1,2} = \frac{K_1}{K_2} : \text{شبیه‌سازی} \\ \mu_a : \text{شبیه‌سازی} \end{cases} \rightarrow N_{\text{act}} = \frac{N_{\text{Ideal}}}{E_0}$$

 E_0 : بازدهی کلی برج μ_a : گرانروی میانگین مولی که در دمای میانگین برج تخمین زده می‌شود ($\frac{\text{mNs}}{\text{m}^2}$) α_a : فراریت نسبی میانگین جزء سبک

هدف تعیین اندازه پمپ ← بدست آوردن توان مفید

$$W_b = \frac{\dot{m} \Delta P_{Total}}{\rho \eta_p \eta_m}$$

$$Head = \frac{\Delta P_{Total}}{\rho g}$$

W_b : توان مفید پمپ (KW)

ΔP_{Total} : اختلاف فشار ایجاد شده توسط پمپ (KPa)

\dot{m} : دبی جرمی مایع گذرنده از پمپ ($\frac{Kg}{s}$)

η_p : بازده پمپ

η_m : بازده موتور

ρ : چگالی جریان مایع ورودی به پمپ ($\frac{Kg}{m^3}$)



هدف تعیین اندازه بدنه برج تقطیر ← بدست آوردن قطر و طول

$$U_{nf} = C_{sb,f} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \left(\frac{20}{\sigma} \right)^{0.2} \rightarrow \begin{cases} \sigma: \text{شبيه سازى} \\ \rho_g: \text{شبيه سازى} \\ \rho_l: \text{شبيه سازى} \\ C_{sb,f}: \text{از پارامتر جريان} \end{cases}$$

$$D = \left(\frac{4V'}{0.8U_{nf} \times \rho_g \times \varepsilon \times \pi} \right)^{0.5}$$

σ : کشش سطحی مایع $\left(\frac{\text{dyne}}{\text{cm}} \right)$

U_{nf} : سرعت طغیان $\left(\frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)$

$C_{sb,f}$: ثابت طغیان $\left(\frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)$

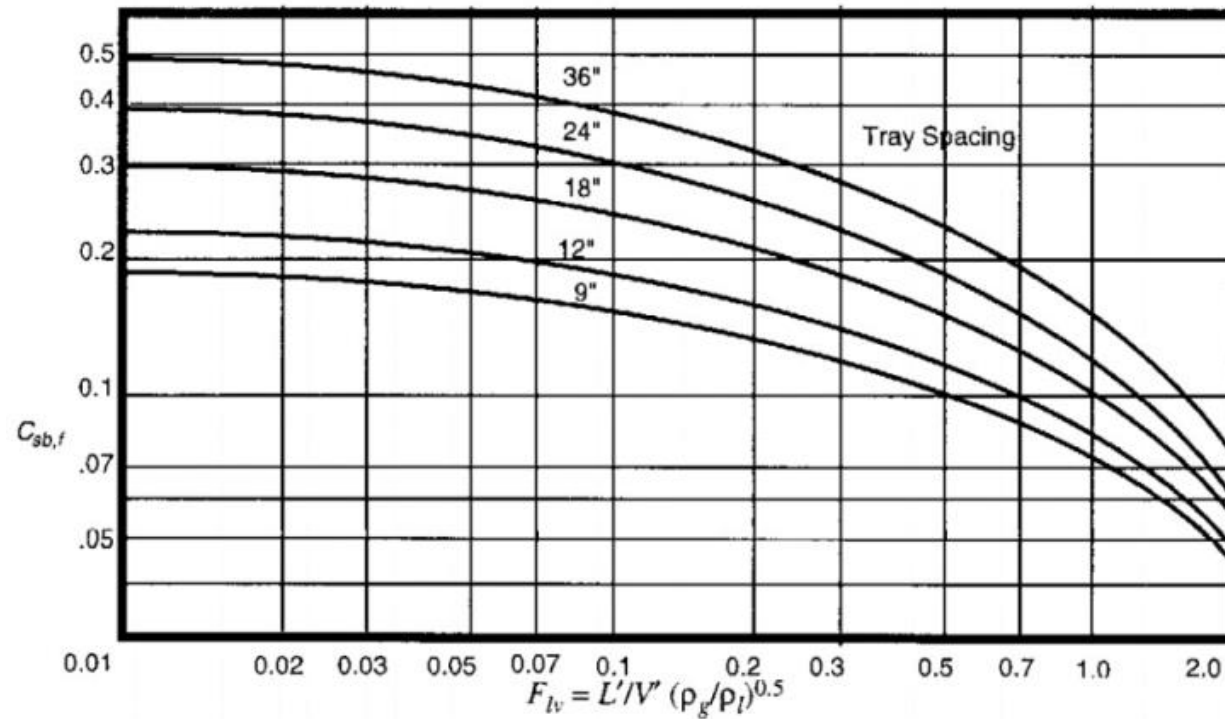
ρ_g : چگالی گاز $\left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right)$

ρ_l : چگالی مایع $\left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right)$



$$F_{lv} = \left(\frac{L'}{V'}\right) \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5}$$

پارامتر جریان:



شکل ۱۹) نمودار ثابت طغیان و پارامتر جریان



- برج تقطیر: ۱
- برج جذب: ۱
- پمپ: ۵
- مبدل حرارتی: ۱۱
- مخزن با انباشت سیال: ۲
- کمپرسور: ۳
- کوره (راکتور): ۲



محاسبات مالی

$$C_n = f_I [E(1 + f_F + f_p + f_m) + E_i + A]$$

$$\log f_F = 0.635 - 0.154 \log(0.001E) - 0.992 \left(\frac{e}{E} \right) + 0.506 \left(\frac{f_v}{E} \right)$$

$$\log f_p = -0.266 - 0.014 \log(0.001E) - 0.156 \left(\frac{e}{E} \right) + 0.556 \left(\frac{p}{E} \right)$$

$$\log f_m = 0.344 - 0.033 \log(0.001E) + 1.194 \left(\frac{t}{E} \right)$$

C_n : هزینه ثابت سرمایه‌گذاری واحد مورد نظر (دلار)

E : قیمت f.o.b تمامی تجهیزات (دلار)

e : هزینه تمامی مبدل‌های حرارتی (به انضمام کوره) (دلار)

f_I : عامل هزینه‌های غیرمستقیم (معمولاً ۱.۴)

f_v : هزینه مخازن ساخته شده در محل (دلار)

p : هزینه تمامی پمپ‌ها (دلار)

t : هزینه پوسته برج‌های تقطیر (دلار)

E_i : هزینه تجهیزات نصب شده (دلار)

A : هزینه آلیاژ مقاوم در برابر خوردگی (دلار)



جدول (۴) هزینه‌های تولید سالانه

	Production Costs	Range	Value	Cost (\$)
Direct Production costs	Raw Material	-	-	406,567
	Operating Labor (OL)	-	-	51,600
	Direct Supervisory and Clerical (DS)	-	%15 OL	8,640
	Utilities	%10-20 TPC	%15 TPC	0.15TPC
	Maintenance and Repairs (M&R)	%2-10 FCI	%6	33,420,000
	Operating Supplies	-	%15 M&R	5,013,000
	Laboratory Charges	%10-20 OL	%15 OL	8,640
	Patent and Royalties	%0-6 TPC	%3 TPC	0.03TPC
	Depreciation	-	%10 FCI	55,700,000
Fixed Charges	Local Taxes	%1-4 FCI	%2.5 FCI	13,925,000
	Property Insurance	-	%1 FCI	5,570,000
	Plant Overhead Costs	%50-70 (OL+M&R+DS)	%60 (OL+M&R+DS)	20,091,744
General Expenses	Administrative Expenses	%15-25 OL	%20 OL	11,520
	Distribution and Marketing Expenses	%2-20 TPC	%11 TPC	0.11TPC
	Research and Development	-	%5 TPC	0.05TPC
Total (TPC)				203,352,592

$$\begin{cases} FCI=557 \text{ million } \$^+ \\ WC=0.15 \times TCI \text{ } \$ \end{cases} \rightarrow FCI+0.15TCI=TCI \rightarrow TCI=\frac{FCI}{0.85} \approx 655 \text{ million } \$$$

جدول (۳) هزینه‌های سرمایه‌ای (میلیون دلار)

C_P	C_{TBM}	C_{TDC}	C_{TPI}	C_{TCI}
۸۱.۴	۵۵۷	۵۴۳.۶۵	۲۰۳.۳	۶۵۵

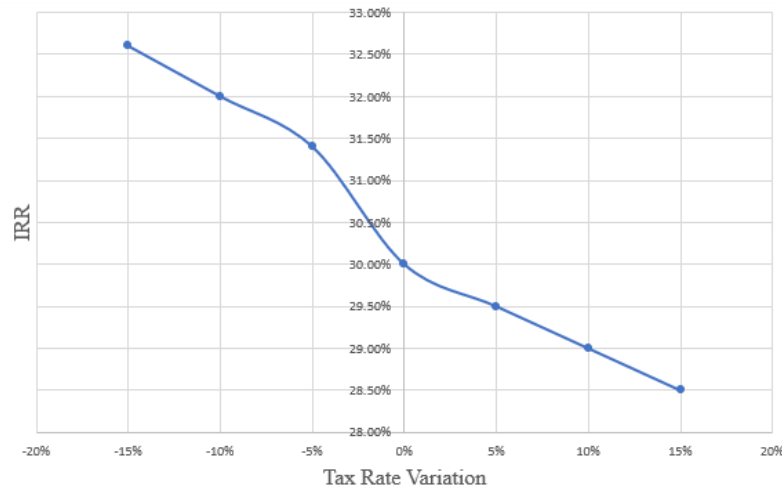


جدول ۵) شاخص‌های اقتصادی

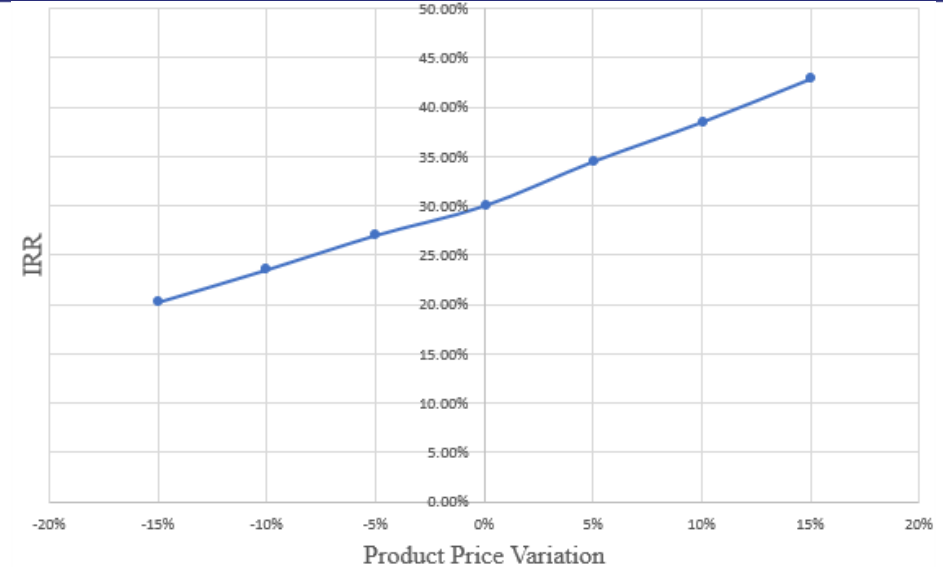
ROI (%)	PBP (year)	NPV (M\$)	IRR (%)
۲۳.۴۵	۱.۵۷	۴۲۱.۴۹	۳۰



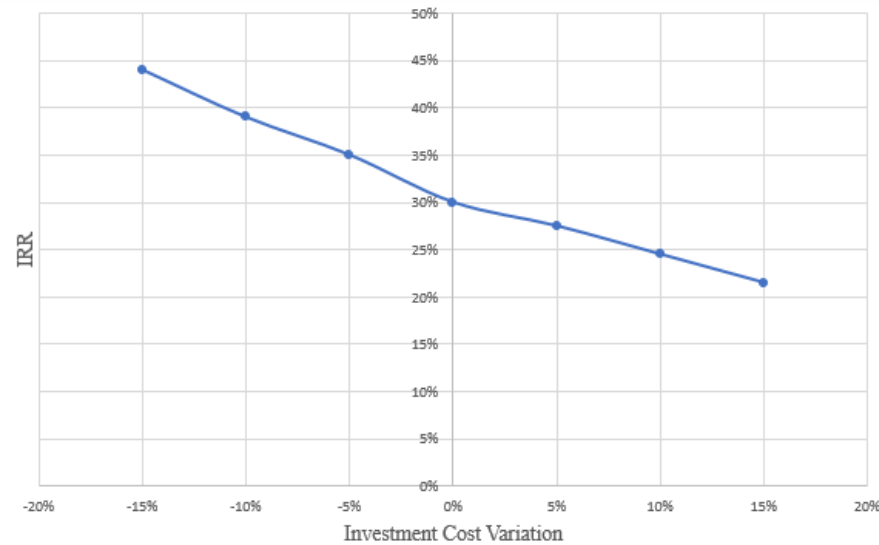
شکل ۲۰) نمودار جریان نقدی پروژه



شکل ۲۲) تغییرات نرخ بازگشت سرمایه با تغییرات نرخ مالیات



شکل ۲۱) تغییرات نرخ بازگشت سرمایه با تغییرات قیمت محصول



شکل ۲۳) تغییرات نرخ بازگشت سرمایه با تغییرات هزینه کلی سرمایه‌گذاری

ارزیابی اقتصادی و انجام مطالعه امکان سنجی پایه و اساس ساخت یا عدم ساخت تمامی طرح های فرایندی است که به دست مهندسين فرایند انجام می شود. برای انجام این کار ابتدا باید فرایند مورد نظر که در این پروژه تولید گاز سنتز است شبیه سازی شود. سپس هزینه تجهیزات فرایندی به کار رفته در فرایند مانند مبدل های حرارتی، کوره ها، راکتورها، مخازن، پمپ ها، برج های تقطیر و... محاسبه شود که از طریق تعیین مشخصات و اندازه آنها انجام می شود. در نهایت با انجام این امور برای واحد تولید گاز سنتز، این نتیجه حاصل می شود که ساخت این واحد سودده است و با نرخ بازگشت سرمایه ۳۰ درصد صرفه اقتصادی خوبی دارد. یکی از دلایل این موضوع ارزان بودن انرژی و گاز طبیعی به عنوان عوامل مهم در واحد تولید گاز سنتز در ایران است. بنابراین اهمیت بررسی شاخص های اقتصادی نمایان می شود.

- Online: <https://www.nrel.gov/>
- Online: https://superbloov.life/product_details/35110511.html
- Baltrusaitis, j., Luyben, W. L., “Methane Conversion to Syngas for Gas-to-Liquids (GTL)”, ACS Sustainable Chem. Eng., (2015) 2100-2111
- Aspen Technology: Aspen Hysys® V12.1
- Carlson, E. C., “Don’t Gamble with Physical Properties for Simulation”, Aspen Technology Inc., (1996)
- Baltrusaitis, j., Luyben, W. L., “Methane Conversion to Syngas for Gas-to-Liquids (GTL)”, ACS Sustainable Chem. Eng., (2015) 2100-2111
- Seider et al., “Product and Process Design Principles, Analysis, Synthesis and Evaluation”, 4th Ed., (2017)
- Biegler, Lorenz T., Ignacio E. Grossmann, and Arthur W. Westerberg. “Systematic methods for chemical process design” (1997)
- Towler, Gavin, and Ray Sinnott. “Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design”, Butterworth-Heinemann, (2021)
- Peters, Timmerhaus, West, “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, 2nd Ed. (2003)

• بررسی اقتصادی فن آوری GTL، نشریه انرژی ایران، سال هشتم، شماره ۱۸

با تشکر از توجه شما