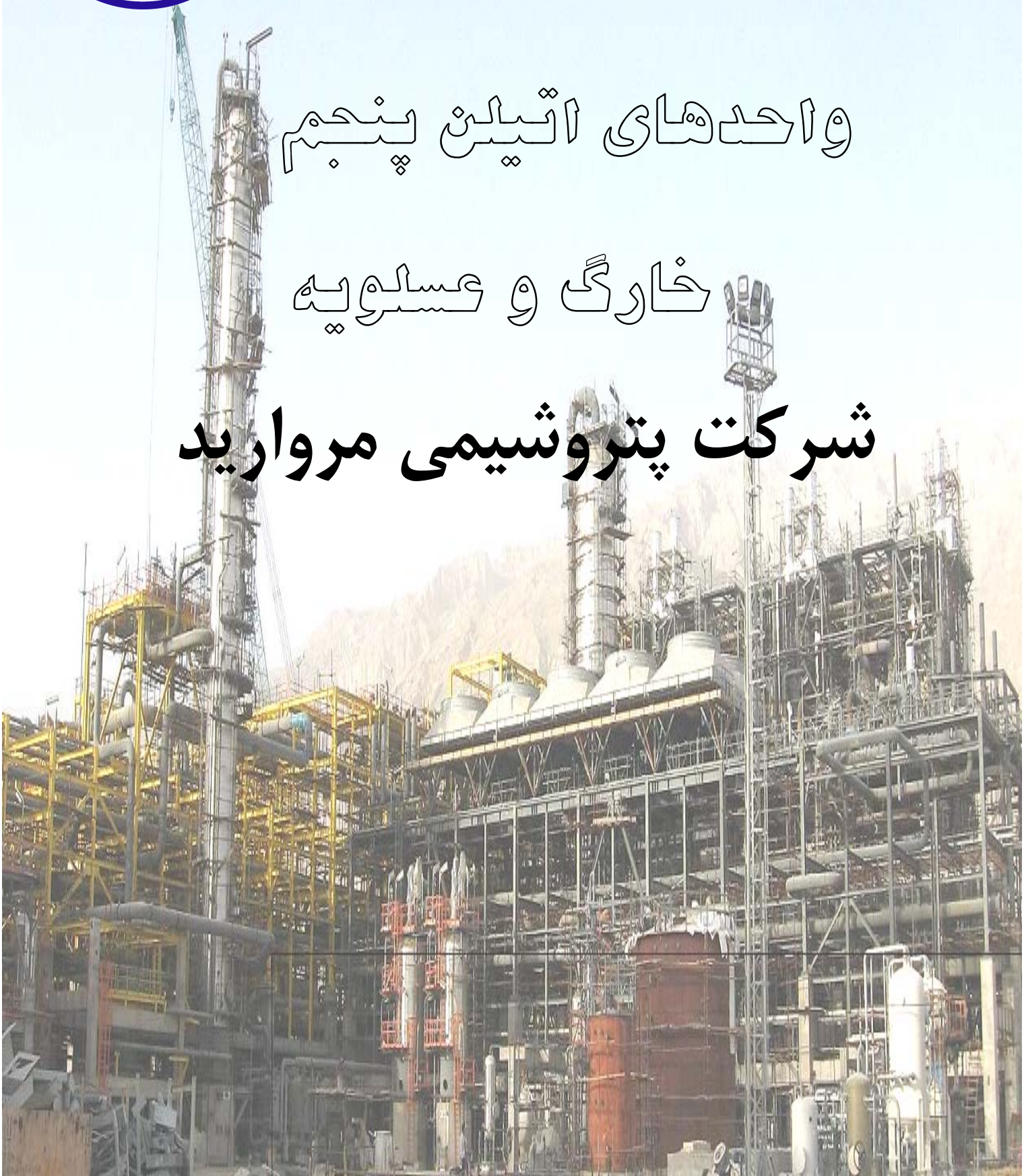
صنعت نفت
Oilindustry.ir
CLICK HERE

آشنایی با فرآیند

واحدهای اتیلن پنجم

خارگ و عسلویه

شرکت پتروشیمی مروارید



بسم الله الرحمن الرحيم
الله

در ابتدا لازم می بینم به چند تکته اشاره کنم:

1- نوشتهٔ حاضر برای فرآیند واحد اتیلن در خارگ تهیه و تنظیم شده است ، با عنایت به تصمیم مدیریت محترم شرکت ملی صنایع پتروشیمی مبنی بر جابجایی ، حمل و اجرای طرح در تاریخ اسفند 1384 تصمیم گرفته شد واحد اتیلن در فاز دوم منطقه ویژه پارس(عسلویه) نصب شود.لذا در جزوهٔ مذکور در جاهای مختلف به اسم خارگ اشاره شده است و نیز محصول خروجی واحد اتیلن در عسلویه به شکل گاز به خط اتیلن غرب تزریق خواهد شد در حالیکه در جزیره خارگ،این گاز به واحد MEG هدایت می شد.

2- در واحد اتیلن عسلویه ، آب دریا و برخی اقلام مهم Utility ، توسط واحد UT(که در کنار مخازن واحد نصب خواهد شد) تامین می گردد و سایر موارد UT از طرف پتروشیمی مبین تامین خواهد شد.

سایر اطلاعات فنی ، اعداد و االرقام و نمودارها ، بین هر دو واحد مشترک است.

لازم است از جناب آقای مهندس جواد رستمیان (از کارشناسان پتروشیمی بندر امام) که ویراستاری این نوشتار را به عهده داشتند، کمال تشکر را داشته باشم.

فهرست

عنوان صفحه

معرفی واحد اتیلن. 6
تقسیم بندی نواحی مختلف در واحد اتیلن. 10
خوراک واحد. 10
آشنایی با کوره های پیرولیز. 12
فرآیند کوره های الفین. 25
ناحیه تفکیک گرم. 32
ناحیه 30 (کمپرسور اصلی واحد). 37
واحد غنی سازی اتیلن. 43
سیستم تبرید پروپان واتیلن. 55
ناحیه 60 (واحد های کمکی و جانبی) 60
ناحیه مخازن محصولات. 70
نقشه های فرآیند واحد 74

مقدمه :

صنایع پتروشیمی نقش و اثر مهمی در پیشرفت زندگی کنونی جهان بشری دارند . بر حسب تعریف صنایع پتروشیمی به صنایعی گفته می شود که در آن هیدروکربن های موجود در نفت خام و یا گاز طبیعی به محصولات شیمیایی تبدیل می شوند . صنایع پتروشیمی برای نیل به این هدف از فرآیندهای زیادی استفاده می کنند . واحد الفین یکی از اصلی ترین واحدهای صنایع پتروشیمی بوده که نقش اساسی را در تولید مواد اولیه صنایع پلیمری دارد . در واحد الفین ، هیدروکربن های اشباع شده در کوره های کراکینگ طی فرآیند پیرولیز در تماس با حرارت بالا و بخار رقیق کننده ، شکسته شده و طیف وسیعی از هیدروکربن ها شامل هیدروژن ، متان ، اتان ، اتیلن ، استیلن ، متیل استیلن ، پروپان ، پروپیلن ، بوتیلن ، بوتادین ، ترکیبات سنگینی چون بنزین پیرولیز و Fuel Oil پیرولیز را تولید میکنند . در این نوشتار شرح فرآیند پیرولیز ، مسائلی کلی کوره ها و فرآیندهای دیگر واحد الفین بطورجامع مورد بحث قرار خواهد گرفت .

ضمن تشکر از مساعدت هاو راهنمایی های مدیریت محترم طرح , آقای مهندس بابایی امیدوارم این نوشتار مورد توجه همکاران قرار گیرد .

در آینده نزدیک انشاا... نوشتاری در خصوص سیستم های کنترلی و همچنین متغیرهای مهم عملیاتی نواحی مختلف واحد اتیلن ارائه خواهد شد .

با تشکر

شاپور تقی پور – 1383

معرفی واحد اتیلن :

واحد اتیلن از مجموعه طرح الفین خارگ بوده و برمبنای استفاده از اتان قابل استحصال از گازهای همراه منطقه خارگ و حوزه های (درود ، فروزان ، سروش ، نوروز ، ابوذر ، بهرگان سر) طراحی و ساخته شده است . واحد اتیلن جهت تولید سالانه 500/000 ton اتیلن (Polymer – grade) در نظرگرفته شده است . از این مقدار 60/000 ton آن در سال مخصوص صادرات اتیلن مایع بوده و 340/000 ton جهت خوراک واحد MEG (منواتیلن – گلایکول) می باشد .

واحد جهت تولید پیوسته 7920 ساعت در سال و نیز با حداقل فاصله 2 سال بین تعمیرات اساسی طراحی شده است . همچنین واحد اتیلن قادر خواهد بود براساس 40% از کل ظرفیت خود نیز کار کند . (Turn down ratio %40)

مجتمع الفین خارگ (Olefin Complex) شامل واحدهای اتیلن و MEG و هوا وازت ، یوتیلیتی ، UT – off site ، اسکله و مخازن می باشد .

تولیدات واحد اتیلن :

واحد اتیلن از مجتمع الفین خارگ ، محصولاتِ اتـیلن ، مخلـوط ترکیبـات C_3^+ و نیـز مقـادیری گـاز سوخت و گاز هیروژن تولید می کند . محصول اتیلن به فرم مایع از برج تفکیک اتیلن حاصل و درمخازن ذخیره می شود ، البته سیستم طوری طراحی شده است که واحد قادر خواهد بود 100٪ ظرفیت خـود را به فرم اتیلن گازی نیز تولید کند .

Ethylene Condition:

ETHYLENE	PRESSURE				TEMPERATURE			
	Bar(g)				̊c			
	Min	Norm.	Max	Design	Min	Norm	Max	Design
Vapour product at plant B.L	27	28	29	33.5	20	55	70	85
Liquid product to Loading Arms in Jetty		10 (4Note 1)		12.2 (Note1)	-104	-102	-100	-104

Note : 1 . The Pressure is based on the basis that the pressure at the ship manifold of 2 barg , differential elevation between ship and tank bottom of 30 meters and a distance between tank and loading arm of 1 km .

Produce Ethylene Composition:

COMPONENT	SPECIFICATION	
Ethylene	99.95	Vol % min
Methane + Ethane	500	ppm vol max
Hydrogen	5	ppm vol max
Total C3 & Higher	10	ppm vol max
Acetylene	1	ppm vol max
Carbon Monixide	0.1	ppm vol max
Carbon Dioxide	0.1	ppm vol max
Oxygen	0.1	ppm vol max
Total combined Sulphur	0.5	ppm vol max
Water	0.1	ppm vol max
Methanol	0.5	ppm vol max
Total combined Nitrogen	0.2	ppm vol max
Oxygenated compounds	0.5	ppm vol max
COS	0.02	ppm vol max
Mercaptans	0.3	ppm vol max

C_3^+ Cut Condition :

PRESSURE				TEMERATURE			
Bar(g)				℃			
Min	Norm	Max	Design	Min	Norm	Max	Design
	17		**26.9 (Notel)**		**45**		**60**

Note1: Design pressure should be based on shut–off head of the C_3+ storage pump

- محصول C_3+ از انتهای برج T –402 با دمای $87.5\ ^{\circ}C$ خارج و در مبدل E-430 بـا آب خنـک کننده تا دمای $45\ ^{\circ}C$ خنک می شود .

- محصول در TK-702 با دمای $45\ ^{\circ}C$ و فشار 13bar ذخیره و سپس توسط پمپ هـای P-702 بـا فشار 17 bar به UT صادر می شود .

- MAPD معادل متیل استیلن ـ پروپادین می باشد .

C_3^+ Compsitions :

Stream number	(1)		(2)
Description	**C_3+ from E-430**		**C3+ from TK-702 (P-702 A/B)**
Phase vapor fraction %w	Liquid 0.0		Liquid 0.0
OPC. Temerature	C	45	45
OPC. Pressure	Barg	23.8	17
Mass flow	Kg/h	5945	5200
Actual Volume flow	M^3/H	10	9
Acetylene	WT%	0.01	0.01
Ethylene	WT%	0.12	0.12
Ethane	WT%	7	7
MAPD	WT%	0.51	0.51
Propylene	WT%	23.02	23.02
Propane	WT%	5.07	5.07
C4' s	WT%	37.71	37.71
C5+	WT%	26.56	26.56
Molecular Weight		51.29	51.29
Density	Kg/m^3	581	581
Enthalpy	KW	477	477
Specific heat	KJ/KgC	2.362	2.362
Viscosity	CP	0.115	0.115

موازنه جرمی کلی واحد :

موازنه کلی واحد براساس تولید سالیانه 500/000 تن (metric-ton) اتیلن پلیمرگرید می باشد.(mtpy)

	Kg/h	MTPY[(1)]
Fresh Feedstocks		
Ethane fromOSBL	81,115	642,431
Chemical Water reacting in cracking furnaces	105	832
Total IN	**8,220**	**643,262**
Internal Recycles		
Ethane	41,665	329,987
Products		
Ethylene	63,131	500,000
C3+ cut	5,945	47,084
Light Oil	469	3714
	69,545	**550798**
Fuel Gas internally produced & consumed in the Furnaces as fuel	11,675	92,466
Total Out	**81,220**	**643,262**

Note 1: On-stream time of 7920 hours per year .

تقسیم بندی نواحی مختلف درو احد اتیلن :

واحد اتیلن خارگ به 8 بخش تقسیم می شود :

Section . NO	*Description*
10	Cracking Furnaces
20	Hot section & Dilution steam generation
30	Cracked gas compression, caustic wash, drying, and spent caustic treatment
40	Ethylene recovery and purification
50	Propane and Ethylene refrigeration cycles
60	Steam, Flare and Blowdown, Cooling water, Fuel gas and other Utilities
70	Ethylene, Ethane, C3+ storages (outside process plant), loading arms
80	Atmosperic storages (inside process plant)

تمام عملیاتِ کنترل و بهره برداری از طریق اتاق کنترل مرکزی که در درون واحد تأسیس خواهد شد ، انجام می شود . واحد ، دارای 2 مرکز برق (یکی درون واحد اتیلن و دیگری در نزدیکی ناحیه مخازن) می باشد .

خوراک واحد :

خوراک اصلی واحد، گاز اتان بوده که از سوی کارخانجات تولید گاز اتان (NGL در خارگ و فازهای 9 و 10 پارس جنوبی) تامین میشود. Spec و مشخصات دما و فشار اتان در ادامه بیان خواهد شد. در ابتدای ورود اتان به واحد ،راکتور R-403 وظیفه حذف COS را دارد.اصولا گاز اتان حاوی مقادیر اندکی گاز متان، CO_2 ، ترکیب های گوگردی و ناخالصی هایی مثل فلزات سنگین می باشد. COS از جمله ناخالصی های اتان بوده که توسط مواد جاذب در راکتور R-403 بر اساس واکنش زیر تحت فرآیند تبدیل قرار میگیرد:

$$COS + H_2O \longrightarrow H_2S + CO_2$$

قرار گرفتن H_2S در ترکیب اتان تا حد مشخصی،مشکلی ایجاد نمی کند، چرا که برای کاهش تولید کک و CO به خوراک اتان، مادۀ گوگردی DMDS اضافه می کنیم. نیز CO_2 تا 500ppm در اتان مجاز است.

فرآیند فوق را هیدرولیز (واکنش مواد با آب) نامند.به خوراک اتان بعد از پیش گرم شدن در مبدل های E-412، E-411 ، مقدار مشخصی بخار پر فشار (HP) اضافه می شود و ترکیب بخار اتان حاویِ COS بعد از عبور از بستر راکتور ،عاری از COS خواهد بود. مواد موجود در R-403 نیاز به احیاء ندارند و بعد از سه سال بایستی تعویض شوند.

لازم به ذکر است که جهت حذف فلزات سنگین، در بخش فوقانی راکتورهای R-401 A/B که وظیفه حذف استیلن را دارند،یک لایۀ نازک جاذب فلزات سنگین مانند آرسنیک و سرب قرار داده شده است.

ترکیبات خوراک :

Component		***Content***	
CO2	Normal	271	ppm vol
	Max	500	ppm vol
H2S	Normal	16	ppm vol
	Max	100	ppm vol
H2O	Normal	Dry	
N2	Normal	0	Mol%
CH4		2.84	Mol%
C2H6		95.34	Mol%
C3H8		1.77	Mol%
C4 and heavier		0	Mol%

آشنایی با کوره های پیرولیز

کوره های پیرولیز :

در این قسمت ازو احد ، جریان خوراک (اتان واتان برگشتی از برج اتیلن) در مجاورت با بخار رقیق کننده ، دچارشکست مولکولی شده و فرآیند پیرولیز صورت می گیرد . بطور کلی فرآیند پیرولیز عبارت است از شکست مولکول های هیدروکربن درمجاورت با بخارآب و بدون حضور اکسیژن ، در دمای بالای $750^{\circ}C$. در بخش بعدی (آشنایی با تئوری پیرولیز) مراحل واکنش بطور کامل توضیح داده خواهد شد . واحد اتیلن خارگ شامل 5 کوره به شماره های (105 , 104 , 103 , 102 , F-101) بوده که در آنها جریان خوراک و بخاربا نسبت 30% ، در اثر حرارت دچار کراکینگ شده و مخلوطی از هیدروکربن های الفینی و اشباع شده شامل (هیدروژن ، اتان ، اتیلن ، استیلن ، متان ، پروپان ، پروپادین و پروپلین و اندکی ترکیبات سنگین الفینی) تولید می شود . منظور از نسبت 30%، نسبت مولی بین مولهای خوراک اتان به مولهای بخار رقیق کننده است .

یا به عبارتی :

$$\text{Dilution Steam Ratio} = \frac{\text{مقدار جرمی بخار رقیق کننده (مولی)}}{\text{مقدار جرمی خوراک اتان (مولی)}}$$

این نسبت برای خوراک اتان ، 30٪ برای خوراک بوتان ، 40٪ و برای خوراکهای مایع 50٪ می باشد .

کوره شامل 3 بخش است . 1- Fire Box 2- Convection Zone 3- Stake (یا دودکش)

انتقال حرارت در بخش Fire Box از طریق مشعل هایی که در کف و بدنه کوره تعبیه شده اند ، انجام می شود . (بیشترین انتقال حرارت به جریان خوراک و بخار در این بخش رخ می دهد) و انتقال حرارت در بخش Convection Zone از طریق همرفتی و با Flue Gas (گازهای حاصل از احتراق گازسوخت در درون کوره) انجام میشود . جهت استفاده بهینه از این گرما ، در کوره ، خطوط ؛ خوراک ، بخار تولیدی درام بخار ، آب تغذیه کننده درام بخار و.... از این بخش عبور کرده و اصطلاحاً پیش گرم

میشوند. جریان گاز (حاصل از پیرولیز) بعد از عبور از هر کوره وسرد شدن در مبدلهای حرارتی کـه بعـداً به آنها اشاره خواهد شد ، همگی طی یـک هـدر مـشترک بطـرف بـرج Quench Tower(T-201) هدایت و بعد از جدا شدن ترکیبات سنگین به طرف کمپرسور C-301 هدایت میـشوند . فـشار خروجـی کوره ها ، بطور مستقیم کنترل نمیشود بلکه تابع شرایط کار کرد ورودی کمپرسور میباشد . در ادامـه بـه چند مسئله در کوره ها اشاره می کنیم .

1- متغییرهای عملیاتی :

در یک کوره با نسبت بخار به خوراک مشخص و نیز نوع خوراک معلوم متغیرهای عملیاتی فرآیند شامل:

الف) درجه حرارت خروجی کوره یا C.O.T (Coil Outlet Temperature)

ب) زمان توقف هیدروکربن در کویلهای کوره یا (Residence Time)

الف) افزایش درجه حرارت خروجی کوره ، مقدار جرمی تولید اتیلن را افزایش می دهد ، اما این افـزایش دارای محدودیت هایی است ، اگر دما از آن محدوده بالاتر برود ، مقدار تولید اتیلن کاهش خواهد یافت ، (اغلب بین $^{\circ}C$ 850 تا 820) تولید پروپیلن نیز مانند اتیلن با افزایش دما ، افزایش می یابـد ، ولـی حد Max آن در دمای پایین تری نسبت به اتیلن رخ میدهد .

به راحتی میتوان با انتخاب و Set کردن دمای خروجی هر کوره ، مقدار تولید اتیلن را نسبت به سایر تولیدات افزایش ویا کاهش داد . نیز باید به این امر توجه کرد که افزایش دمـای خروجـی کـوره ، باعـث افزایش تشکیل کک در درون کویل ها خواهد شد ، لذا اغلب یک حد اپتیموم برای ایـن مـسئله انتخـاب میشود .

ب) زمان توقف : ابتدا اجازه بدهید زمان توقـف یـا Residence Time را تعریـف کنـیم ، منظـور از R.T فاصله زمانی وارد شدن یک یا چند جریان (به داخل لوله یا ظروف فعل و انفعـال و تفکیـک یـا برجهای جاذب وغیره) تا خروج آن جریان یا مواد حاصله میباشد . بررسی واکنش پیرولیز و تولید کک در کوره ها ، مشخص می کند که کاهش زمان توقف ، موجب بالا رفتن تولید اتیلن و فرآورده هـای جـانبی

می گردد . همچنین زمان طولانی باعث افزایش تولید قیر (TAR) وکک میشود . زمان توقف در کوره ها تابع 1- شرایط طراحی کوره ها 2- نسبت جرمیِ جریانهای خوراک و بخار و فلوی هر کدام می باشد . همچنین می توان با تغییرفشارِ جریان ورودی به بخش Radiant کوره و نیز فشار Suction کمپرسور C-301 (Cracked Gas)، این زمان را تغییر داد .

2- میزان تبدیل (Conversion Ratio)

منظور از میزان تبدیل برای یک خوراک مشخص (اتان یا بوتان) تعداد مولکولهایی از خوراک است که به اتیلن تبدیل می شوند . اغلب کوره هایِ با خوراک اتان دارای میزان تبدیل بالائی هستند . این میزان در کوره های خارگ (بطور متوسط) 65٪ می باشد .

$$\%Conversion=C=\frac{\text{جرم اتان در جریان خروجی از کوره} - \text{جرم اتان در جریان خوراک اولیه}}{\text{جرم اتان در جریان خوراک اولیه}} *100$$

3- طراحی کوره ها

هر شرکت برای طراحی کوره و کویل ها از دانش فنی خاص خود بهره می گیرد . مسائلی که در این طراحی مدنظر است ؛ کم بودن زمان اقامت خوراک ، کم بودن مقدار تولید کک ، حداکثر بودن میزان تبدیل خوراک به محصولات مطلوب و افزایش انتقال حرارت به کویل ها می باشد . شرکتهای لوماس و لینده آلمان و تکنیپ فرانسه مدلهای مختلفی را طراحی نموده اند . در طرح اتیلن خارگ از طراحی شرکت تکنیپ با نام اختصاری SMK یا (Swaged Multiple Diameter Kinetics) استفاده شده است . قطر هر کویل در این کوره ها متغییر بوده و یکی از دلایل آن کاهش تولید کک (Coke Formation) می باشد . این کوره ها دارای زمان اقامت RT= 0.35 (ثانیه) و دارای درصد تبدیل بالای 65-70% هستند .

نکته : ترتیب کویل ها ، شکل و تعداد مشعل ها ، آرایش مبدلهای سردکنندهٔ گاز خروجی کوره براساس دانش فنی خاص در شرکت سازنده بوده و کاملاً تخصصی می باشد .

4- کنترل میزان تبدیل :

مهمترین پارامترهایی که روی کراکینگ هیدروکربن ها اثر دارند شامل :

الف) نسبت بخار رقیق کننده به خوراک (DS/HC) Dilution Steam=DS

ب) درجه حرارت خروجی کوره (COT)

ج) شدت جریان هیدروکربن ها (HC)

نسبت و اثر هر کدام از این فاکتورها در نمودارهایی نمایش داده می شود . در هر کوره عوامل کنترل کننده ، شامل ؛ کنترل شرایط احتراق ، کنترل دمای خروجی کوره (COT) ، کنترل فلوی جریان های بخار و خوراک برای هر کویل و همچنین کنترل کنندۀ نسبت DS/HC می باشد .

برای اپتیموم نمودن کار کوره ها ، می توان ترکیب گاز خروجی کوره و خوراک را دائم چک کرد . تغییرات خوراک اثر زیادی روی طیف هیدروکربن های تولیدی دارد ، اغلب دانسیته خوراک را بطور پیوسته چک و ثبت می کنند .

نکته : در مورد واکنش پیرولیز دو واژۀ Selectivity و Severity را داریم .

منظور از Selectivity یا قدرت انتخاب ، مقدار درصد تولید یک ماده خاص نسبت به خوراک می باشد:

$$\text{Selectivity} = S = \frac{\text{Flow rate of ethylene}}{\text{Flow rate of net feed}}$$

ولی Severity ، شدت واکنش پیرولیز است . منظور از شدت واکنش، بالاتر بودن مقادیر تولید مواد مفید (اتیلن و پروپلین و بوتیلن) نسبت به مواد غیر مفید(کک و یا مواد سنگین) است .

مقدار Severity به نوع خوراک ، طراحی کوره ، زمان اقامت در کویل و دمای خروجی کویل بستگی دارد .

Feed Stock	Total hydrocarbon throughout Kg/h	Dilution Steam Ratio Wt% / Wt%	Coil – Outlet Temperature	Ethane Conversion
Ethane	30695*4	0.3	847(SOR) 846 (EOR)	67(SOR) 64(EOR)

SOR = Start of reaction
EOR = End of reaction

5- اثر بخار رقیق کننده :

افزودن بخار رقیق کننده به خوراک یکی از اصول ثابت در کراکینگ پیرولیزی است و دلایل آن عبارتند از:

الف) کاهش فشار بخار جزیی هیدروکربن ها

ب) فشار جزیی هیدروکربن های آروماتیکی با نقطه جوشِ بالا را کاهش داده و تمایل آنها برای تولید کک در داخل Coil و ته نشین شدن قیرهای سنگین بر دیوارهٔ مبدلهای حرارتی را می کاهد .

ج) کاهش اثر کاتالیستی آهن و نیکل درآلیاژ کویل و در نتیجه کاهش مقدار تولید CO , CO_2.

د) افزایش و یکنواخت سازی انتقال حرارت به خوراک

6- تزریق DMDS یا مواد گوگردی به خوراک

یکی از واکنش های مزاحم و جانبی که می تواند درون کویل ها صورت پذیرد ، واکنش بین متان و بخار در حضور کاتالیست Ni (نیکل) و تولید CO , CO_2 می باشد .این واکنش به Steam/Methane Reforming معروف است .

$$H_2O+CH_4 \xrightarrow[850^oC]{Ni} CO+CO_2+H_2$$

اما چگونه شرایط این واکنش بوجود می آید ؟ بخار آب در جریان خوراک وجود دارد ، گاز متان نیز حاصل از فرآیند پیرولیز بوده و همراه با طیف هیدروکربن ها تولید می شود . Ni در آلیاژ داخلی کویل ها (جهت افزایش استحکام کویل) بکار رفته است ، در اثر انجام این واکنش CO , CO_2 به شکل گازی تولید میشوند ، علاوه بر آنکه این گازها برای کاتالیست های بخش حذف استیلن در ناحیه 40 مضر هستند و باعث تولید یک حجم مرده در سیستم میشوند ، CO , CO_2 در اثر گرما قادر به تجزیه شدن به کک نیز هستند . حال برای جلوگیری از این مسئله اغلب ، مواد حاوی گوگرد ، به خوراک واحدهای

الفینی اضافه می کنند ، موادی مثل H_2S گازی یا DMDS مایع (Dimethyl Disulphide) که جدول تزریق DMDS به کوره های خارگ در ادامه نشان داده خواهدشد . در واحد اتیلن خارگ جریـان DMDS به شکل مایع با بخار رقیق کننده ، مخلوط و سپس به خوراک اتان تزریق می شود .

PHASE	ETHANE CONVERSION(%)& COIL OUTLET TEMPERATURE(C)	DIL.STEAM FLOW (kg/h)	ETHANE FEED FLOW (kg/h)	DMDS/SULFUR CONCENTRATION (PPMW)	DMDS FLOW(kg/h)
Normal Operation	**65 & 847**	**9208**	**30695**	**130/100**	**4**

7- تشکیل کک

تشکیل کک در فرآیند پیرولیز یک امر اجتناب ناپذیر می باشـد ولـی مـی تـوان بـا بکـارگیری تـدابیری مقدارآن را کم کرد . در اینجا به شرح تولیـد کـک یـا Mechanism of Coke Formation مـی پردازیم . اشاره شدکه در اثر انجام فرآیند پیرولیز، ترکیبی از انواع هیدروکربن ها تولید مـی شـود . اغلـب این هیدروکربن ها، الفینی یا غیر اشباع هستند. هیدروکربن های غیراشباع در اثر گرما مقادیر بیـشتری از هیدروژن خود را از دست می دهند و دارای نسبت هیدروژن به کربنِ کمتری نسبت به هیدروکربن هـای اشباع می شوند . این هیدروکربن ها از لایه های طیف گازی عبور کرده و خود را به بدنهٔ داغ کویـل هـا رسانده و درآنجا هیدروژن بیشتری را از دست می دهند . در اثر این دی هیدروژناسیون ، کـک کـه یـک مادهٔ سخت می باشد تشکیل خواهد شد . همچنین ملکولهای هیدروکربن های غیراشباع در اثـر حـرارت قادر به تولید ملکولهای آروماتیکی با وزن ملکولی زیاد هستند. این ملکولها نیز بنوبهٔ خود تولیـد کـک در بخشهای Radiation کوره و تولید پلیمر یا Fouling در سطح مبدل های پایین دستی خواهند کرد .

– حال به چند آیتم در مورد کک و کک زدایی توجه نمائید :

کک ها به دیوارۀ کویل ها چسبیده و به آرامی داخل ساختار فلزی کویل نفوذ می کنند ، این عمل که به کربونیزه شدن کویل معروف است موجب تغییردر ساختار فلـزی کویـل شـده و باعـث مـی شـود کویـل خاصیت انعطاف پذیری خود را از دست بدهد و خاصیت مغناطیسی پیدا کنند . کویل هایی که دچـار ایـن پدیده می شوند ، وقتی در اثر گرما منبسط شوند ، با کاهش دما جمع نشده و به شکل اولیه خـود برنمـی گردند . این پدیده در کوره ها به Bending ِکویل معروف است.

– لایۀ کک تقریباً بطور یکنواخت داخل کویل ها تشکیل می شود (تقریباً به محض شروع واکنش اصلی پیرولیز) اما چون ضریب انبساط کک از فلز کمتر است (Thermal Expansion Coefficient) ، هنگام توقف سریع کوره یا Emergency Shut-Down ، دو مسئله مهم در کوره اتفاق می افتد ؛

A– ترک خوردن کویل ها :

در حالتی که کوره در سرویس است ، بدنه کویل تا $1100^{o}C$ گرم و منبسط شده است ، وقتـی ناگهـان کوره دچار Trip (توقف) شود ، فلز خود را جمع کرده و منقبض می شود (با یک سـرعت مـشخص) ولی پوستۀ کک به همان فرم اولیه باقی می ماند حال اگر ضخامت کک خیلی زیاد و یا سـفت و سـخت باشد ، کویل هنگام جمع شدن دچار ترک خوردگی می شود .

B – انباشتگی داخل کویل ها :

اگر حالت بالا رخ بدهد و تودۀ کک ، نازک یا نرم باشـد ، کـک هـا دچـار شکـستگی و ریـزش در درون کویل ها شده و باعث گرفتگی کامل یا جزیی کویل ها می شود .

اگر هر کدام از حالت های A یا B رخ دهد بایستی کوره تعمیرات اساسی شـود ، گاهـاً کـار بـه بریـدن قطعه ای از کویل و یا تعویض کویل نیز کشیده خواهد شد . لذا از بین بردن کک یکی از کارهای بسیار مهم و متداول در الفین می باشد .

8- انواع روش های کک زدایی

کک زدائی کوره ها (FURNACE DECOKING)

کوره ها و مبدلهای حرارتی به خاطر تشکیل کک (Fouling) متناوباً نیاز به تمیز شدن دارند .

فاصله زمانی کک زدائی بستگی به نوع خوراک و شدت کراکینگ دارد و در شرایط عملیاتی نرمال با توجه به نوع خوراک و Severity ، از حدود یکبار در ماه تا دو بار در سال تغییر می کند . لزوم کک زدائی بوسیله یکی از پدیده های زیر مشخص می شود :

1- هنگامی که درجه حرارت دیواره لوله با $1040^{\circ}C$($1904^{\circ}F$) برسد .

2- زمانی که فشار در ورودی کویل تشعشعی و یا در خروجی آن به $0.7\ kg/cm^2$ افزایش یابد . افزایش فشار ممکن است به دلیل تشکیل کک درCoil ویا بدلیل گرفتگی لوله های مبدلهای حرارتی TLE (بوسیله تکه های کک که در اثر خردشدنِ لایه های کک ایجاد می شود) و یا به خاطر تشکیل Fouling در مبدلهای حرارتی در مسیر انتقال پایین دست باشد .

3- اگر نقاط برافروخته (Hot Spots) روی دیوارۀ لوله در قسمت تشعشعی کوره مشاهده شود . غالباً Hot Spot مشاهده شده روی دیوارۀ لوله با تنظیم مشعلهای اطراف Hot Spot برطرف می گردد .

4- موقعی که افزایش Fouling در مبدلهای حرارتی باعث افزایش درجه حرارت خروجی آنها شود .

5- هنگامی که یک کوره تحت شرایط اضطراری همانند قطع برق (Power Failure) ، قطع بخار رقیق کننده (Dilution Steam Failure) ، قطع خوراک (Feed Failure) و غیره از سرویس خارج شود (Shut Down) .

تجربه نشان داده است که اگر کوره بعد از چند روز کارکردن سردشود و سپس بدون کک زدائی در سرویس قرار گیرد پدیدۀ خردشدن کک ها اتفاق می افتد ، این کک ها می توانند موجب مسدود شدن مبدلهای حرارتی موجود در خط انتقال و یا قسمت U شکل کویل ها گردند.

همچنین تغییرات زیادِ درجه حرارت در Coil حاوی کک ، تنش زیادی در لوله ایجاد نموده و باعث کاهش عمر لوله خواهد شد .

روش های کک زدائی (DECOKING METHODS)

دو روش جهت کک زدائی کوره ها وجود دارد که عبارتند از :

1-کک زدائی با بخار (Steam Only)

2-کک زدائی با مخلوط هوا و بخار

کک زدائی با بخار (STEAM ONLY DECOKING)

در این روش بخار آب به صورت زیر با کک واکنش می دهد .

$C + H_2O \longrightarrow CO + H_2$ (Endothermic)

این واکنش گرماگیر بوده و لذا استفاده از روش فوق دارای این مزیت است که احتمال افزایش سریع درجه حرارت در Coil کمترخواهد بود . علاوه براین روش فوق ، مزایای دیگری نیزدارد که عبارتند از :

1- بخار رقیق کننده مصرفی قابل بازیابی است .

2- از آلودگی محیط جلوگیری می شود .

3- تغییرات عملیاتی کمتر خواهد بود .

4- صدمات وارده به سطح لوله ها در این روش کمتر از روشِ کک زدائی با هوا و بخار است . چون کک زدائیِ کامل با این روش مدت زیادی طول می کشد بنابراین پیشنهاد می گردد که بعد از مدتی کک زدائی با روش فوق ، جهت تکمیل شدن Decoking از روش دوم استفاده گردد .

کک زدائی با هوا و بخار (STEAM –AIR DECOKING)

در این روش اکسیژن موجود در مخلوط به صورت زیر با کک واکنش نشان می دهد .

$C + O_2 \longrightarrow CO_2$

این واکنش Exothermic بوده و احتمال افـزایش سـریع درجـهٔ حـرارت در Coil بـسیار زیـاد اسـت بنابراین باید در هنگام کک زدائی با این روش دقت زیادی شـود تـا از افـزایش ناگهـانیِ درجـه حـرارت جلوگیری شود . روش فوق دارای این مزیت است که در درجه حرارت پایین تری انجام می شـود . بهتـر است از این روش جهت تکمیل کک زدائی (Decoking) استفاده گردد .

9-اصول کراکینگ (CRACKING PRINCIPLES)

واکنشهای شیمیایی که در طول کراکینگ هیدورکربنهای مایع اتفاق می افتـد بـسیار پیچیـده بـوده امـا کراکینگ اتان بسیار ساده و واضح است . در کوره های کراکینک اتان ، واکنش با شکسته شدن ملکـول اتان به دو متیل شروع میشود .

$$C_2H_6 \longrightarrow CH_3^{\circ} + CH_3^{\circ} \qquad (1)$$

سپس یک رادیکال متیل با ملکول دیگر اتان واکنش داده و به متان واتیل تبدیل می شود .

$$CH_3^{\circ} + C_2H_6 \longrightarrow CH_4 + C_2H_5^{\circ} \qquad (2)$$

پس از آن رادیکال اتیل به یک مولکول اتیلن و یک اتم هیدروژن تجزیه می شود .

$$C_2H_5^{\circ} \longrightarrow C_2H_4 + H^{\circ} \qquad (3)$$

اتم هیدروژن تولیدشده با ملکول اتان تماس پیدا کرده و یک ملکول هیدروژن و یک رادیکال اتیل جدید را بوجود می‌آورد .

$$H^{\circ} + C_2H_6 \longrightarrow C_2H_5^{\circ} + H_2 \qquad (4)$$

واکنش (4) بوسیله واکنش (3) ادامه پیدا کرده و یک ملکول اتیلن و یک اتم هیدروژن تولید مـی کنـد. بنابراین واکنشهای (3) و (4) یک واکنش زنجیره ای را تشکیل می دهند . واکنش کلی را می تـوان بـه صورت معادله زیر نشان داد .

$$C_2H_6 \longrightarrow C_2H_4 + H_2$$

واکنش (1) واکنش اولیه و واکنشهای (2) و (3) واکنشهای انتقالی می باشند .

اگر واکنش بطورپیوسته ادامه یابد لازم است تنها یک ملکول اتان تجزیه شود و بقیهٔ واکنشها جهت تولید اتیلن ادامه یابند . در این حالت محصولات واکنش اتیلن و هیدروژن خواهند بود . اما اگر یک رادیکال اتیل و یا اتم هیدروژن در هر یک از روشهای زیر با رادیکال دیگری واکنش دهد واکنش زنجیره ای خاتمه می یابد .

$$H^{\circ} + CH_3{}^{\circ} \longrightarrow CH_4$$

$$H^{\circ} + C_2H_5{}^{\circ} \longrightarrow C_2H_6$$

$$C_2H_5{}^{\circ} + CH_3{}^{\circ} \longrightarrow C_3H_8$$

$$C_2H_5{}^{\circ} + C_2H_5{}^{\circ} \longrightarrow C_4H_{10}$$

بنابراین وقتی یک زنجیره خاتمه یابد جهت شروع زنجیرهٔ جدید لازم است رادیکالهای جدیدی تولید شوند واین را دیکال ها ممکن است بوسیله یکی از روشهای (1) و (2) و(3) تولید شوند .

در طول واکنشهای اولیه فوق ممکن است واکنشهای ثانویه هم صورت گیرد که می توان آنها را به صورت زیر طبقه بندی کرد :

1- واکنشهای شامل پیرولیز اولفین ها که (اولفین ها) در شدت پایین تری شکسته میشوند .

2- واکنشهای هیدروژناسیون یا دی هیدروژناسیون اولفین ها که در اثر هیدروژناسیون ، پارافین ها و در اثردی هیدروژناسیون ، دی اولفین ها و استیلن ها تولید می شوند .

3- واکنشهایی که در آن دو یا تعداد بیشتری از ملکولهای کوچکتر با هم ترکیب شده و ملکولهای پایدار بزرگتری مانند سیلکودی اولفین ها و آروماتیک ها تولید می گردند .

میزان تبدیل

مقدار تبدیل در کوره های پیرولیز با خوراک یک جزئی ، بدون در نظر گرفتن اصول کراکینگ اندازه گیری می شود . برای مثال در کوره های کراکینگ اتان ، اختلاف وزنی بین مقدار اتان در خوراک ومقدار اتان در خروجی کوره بعنوان میزان تبدیل در کوره شناخته می شود . اما در کوره هایی که از مخلوطهای چند جزئی مانند نفتا یا گازوئیل بعنوان خوراک استفاده می کنند ، اندازه گیری میزان تبدیل بدون در نظر گرفتن کراکینگ خوراک ، عملی نیست . یک روش اندازه گیری مناسب ، تعیین مقدار Severity بوده که تاکنون جهت تعریف Severity کراکینگ تلاش زیادی شده است . بطور کلی Severity مطابق با بهره اتیلن در نظر گرفته شده که Severity زیاد مطابق با بهره زیاد اتیلن است . اما در تعریف فوق ، قابلیت کوره ، نوع خوراک جهت تولید اتیلن و مدت عملکرد در سیکل در نظر گرفته نشده است .

اصول پذیرفته شده بوسیله Stone & Webster مقدار KSF (Kenetic Severity Function) بوده که نشان دهنده مقدار شکستن خوراک در قسمت تشعشعی کوره است و پنتان بعنوان هیدروکربن مبنا جهت محاسبه KSF در نظرگرفته شده که به صورت زیر محاسبه می گردد :

$$KSF = LOG\ e^{\frac{(\text{N-PENTANE IN FEED})}{(\text{N-PENTANE IN EFFLUENT})}}$$

$$KSF = LOG\ e^{\frac{1}{1 - X}}$$

X = جزء تجزیه شدهٔ پنتان نرمال در کوره

فرآیند کوره های الفین

آشنایی با مراحل فرآیند ناحیه کوره ها

گاز اتان شامل اتان خوراک (Fresh Feed) همراه با اتان برگشتیِ حاصل از برج تفکیک اتیلن T-403(Recycle Feed) طی هدر مشترک با $T = 55^{\circ}C$ ، فشاری معادل 6.1bar وارد ناحیه کوره ها می شود . هدر اتان قبل از ورود به هر کوره به دو جریان تقسیم شده و جهت پیش گرم شدن وارد بخش فوقانی (Convection) کوره موسوم به FPH (Feed-Per-Heater) می شود . اتان از $55^{\circ}C$ تا $223^{\circ}C$ گرم شده و از FPH خارج می گردد . نکته قابل توجه اینکه این دما ، بسیار کمتر ازدمای شروع فرآیند پیرولیز می باشد ، لذا بخش FPH صرفاً جهت پیش گرم کردن خوراک است . جریان خروجی از FPH با بخار رقیق کننده مخلوط می شود . بخار رقیق کننده طی هدر 16 با دمای $190^{\circ}C$ و فشار 6 bar از ناحیه 20 بطرف کوره ها امتداد می یابد . نسبت شیرهای کنترل اتان و بخار (برای هر دو پاس) جهت هر کوره توسط کنترل کننده های Steam/Feed Rtio ، تنظیم می گردد.جریان های بخار و خوراک در دو بخش II و HTCI موسوم به High Temperature Coil I,II از بخش همرفتی کوره ، مجددا پیش گرم شده تا آماده ورود به بخش Fire Box کوره شوند . جریان های خوراک وبخار طی دو هدر کاملا مجزا از ناحیه HTCII خارج و در راستای بیرونی بخش Fire Box هر کوره امتداد می یا بند . از هر کدام از این دو هدر، 3 مسیر منشعب شده و از بالا وارد بخش Fire Box کوره می شوند . این انشعابات در واقع کویل های کوره هستند . هر کوره 6 کویل در بخش تشعشعی دارد . هر کویل قبل از ورود به بخش Fire Box دارای $T=685^{\circ}C$، $P=1.3$ bar می باشد و بعد از عبور از کوره وانجام شدن فرآیند پیرولیز با دمای $T=850^{\circ}C$ و $P=0.8$ bar بطرف مبدلهای سردکننده هدایت می شود .

بررسی چند آیتم

A) فشارهای ورودی و خروجی هر کویل (0.8,1.3) در کاهش مدت اقامت خوراک ، تشخیص زمان کک زدایی ، شرایط گرفتگی کویل ها و مبدلهای مسیر ، بسیار مهم بوده و حتماً بایستی بطور منظم ثبت شوند (در برگه های ثبت متغیرها) .

B) ملکولهای الفینی تمایل دارند در حضور گرما زنجیرهٔ پلیمری تولید کنند ، لذا یکی از کلیدی ترین نکات در واحدهای الفینی ، این است که بایستی گاز خروجی ازکوره ها سریعاً سرد شده تا فرآیند پلیمریزاسیون صورت نگیرد . به همین منظور در هر کوره 3 ردیف مبدل بنام TLE (Transfer Line Exchanger) وجود دارد که به شرح کارآنها خواهیم پرداخت .

جریان گاز خروجی از هر دو کویل (به عنوان مثال کویل 1و 2) مستقیماً وارد Tube-Site مبدل E-101/A-B-C(Primary TLE) و تا دمای 517 ̊C سرد می شود . عامل سردکننده آب BFW (Boiler Feed Water) بوده که از درام بخار D-101~ 105(Steam Drum) تامین میشود . در اثر انتقال حرارت گاز با آب BFW ، بخارِ با فشار بالا موسوم به VHPSS (Very High Pressure Saturated Steam) با شرایط T=318˚ C و P=109bar تولید می شود . جریان گازسپس از مبدل دوم TLE بنام Secondary E-111~115)گذشته و تا دمای 356˚C سرد شده و بعد از آن وارد مبدل Tertiary TLE (E-121~125) شده و تا 162˚C سرد می شود .

- محیط خنک کنندهٔ مبدل های TLE اول و دوم ، آب BFW ناشی از درام بخار است و محیط سردکنندهٔ مبدل سوم ، آب BFW ناشی از هدر اصلی (تولید درناحیه 60 ، T=112̊C P=141bar,) می باشد .

- بعد از مدتی در سرویس ماندن کوره ، ترکیبات سنگین و کک در دیواره مبدل های سه گانهٔ TLE جمع شده و باعث گرفتگی Tube های آنها می شوند (Fouling) ، این حالت را

می توان از افزایش دمای خروجی مبدل ها تشخیص داد . اگر دمای خروجی مبدل اول از $517\ ^{\circ}C$ به $575\ ^{\circ}C$ و خروجی مبدل دوم از $356\ ^{\circ}C$ به $395\ ^{\circ}C$ و خروجی مبدل سوم از $162\ ^{\circ}C$ به $250\ ^{\circ}C$ رسید . حتماً بایستی بعد از انجام عمل کک زداییِ معمول کوره (بخار و هوا) که اغلب بعد از هر 45 روز انجام می شود ، مبدلهای TLE دوم و سوم را بصورت مکانیکی تمیز کاری کرد .

نکته : تمیز کاری مکانیکی ، فقط برای مبدلهای دوم و سوم قابل انجام می باشد و اغلب بعد از چندین بار انجام عمل کک زدایی صورت می گیرد ، مثلاً هر 6 ماه یکبار .

سیستم تولید بخار پرفشار :

آب BFW (Boiler Feed Water) بعد از انجام چندین مرحله عملیات روی آب خام بدست می آید ، آب مناسب جهت تولید بخار در ناحیه 60 تولید و در ناحیه کوره ها ، توزیع می شود . هدر اصلی BFW (آب همراه با فسفات) دارای $T=112\ ^{\circ}C$، $P=141\ bar$ بوده و جهت تأمین آب در درام بخار و نیز فراهم شدن محیط خنک کننده برای هر سه TLE به نوعی از این آب استفاده می شود . آب BFW در هر کوره بعد از عبور از شیر کنترل LV(Level Control Valve) وارد پوسته مبدل TLE (سومی) شده و تا $220\ ^{\circ}C$ گرم می شود . سپس برای گرمتر شدن وآمادگی جهت دریافت گرمای نهان تبخیر خود ، وارد بخش همرفتی کوره موسوم به (Economizer Coil) ECO شده و تا $280\ ^{\circ}C$ گرم می شود ، پس از آن وارد درام بخار شده و آنرا تا ارتفاع 50% پرآب می کند در ادامه ازآب موجود در دارم بخار برای پوستهٔ مبدل های TLE اول و دوم استفاده می شود. مبدل TLE اولی در هر کوره بحالت عمودی درکنار کوره قرار می گیرد ، جریان آب از داخل درام بخار (Steam Drum) که بالای هر کوره نصب می شود ، بطرف Shell مبدل TLE جریان می یابد ، بدلیل انتقال حرارت بین محیط Shell (آب) و Tubes (گازهای گرم حاصل از احتراق) دمای آب به آرامی بالا رفته و بحالت دو فازی می رسد ، مخلوط آب و بخار بدلیل داشتن دمای بالاتر و دانسیته کمتر بطرف درام بخار کشیده شده و در آن بخار از آب جدا می گردد . نسبت جرمی آب به

بخار معادل 1 به 10 است . بدلیل اینکه در محیط درام های بخار ، جریان بخـار و آب وجـود دارد و دائم تولید بخار رخ می دهد جهت حفظ شرایط آب BFW مقداری آب بطور دائـم از سیـستم تخلیـه میشود (از این آبهای تخلیه شده بعداً در ناحیه 20 جهت تولید بخار اشباع بـرای کـوره هـا اسـتفاده خواهد شد) .

بخار تولیدی هر درام بخار (که حالت اشباع دارد) جهت سوپرهیته شدن ابتدا بطور مجزا وارد بخـش همرفتی هر کوره بنام HPSSH-I (High Pressure Steam Superheater) شـده و سـپس مقداری آب BFW بدون فسفات جهت کنترل دمای بخار سوپر هیته شده ، به آن تزریق می گردد ، سپس مجدداً بخار برای ادامه گرم شدن وارد بخش دوم HPSSH II می شود . روی مـسیر بخـار تولید هر کوره یک Silencer جهت ارسال بخارات به اتمسفر وجود دارد . بخارات پر فشار تمام کوره ها با هم Mix شده (P=104 bar , T=510 ̊C) و از آن در واحد برای تبدیل بخار به فشارهای پایین تر و نیز چرخش توربین کمپرسور گاز اصلی واحد (C-301) استفاده می شود .

نمودار کلیه بخارات و مایعات در ناحیه 60 ، نمایش داده خواهد شد .

– حفظ ارتفاع آب در درام بخار ، انجام تخیله منظم از درام بخـار و چـک کـردن فـشار درام بخـار از کلیدی ترین نکات برای کنترل این بخش واحد است .

– قطعات وابسته به هر کوره :

تعداد کوره های واحد 105 , 104 , 103 , 102 , F-101

هر کوره 3 عدد مبدل TLE نوع یک دارد E-101 A.B.C

هر کوره یک مبدل TLE نوع دوم دارد 115 , 114 , 113 , 112 , E-111

هر کوره یک مبدل TLE نوع سوم دارد 125 , 124 , 123 , 122 , E-121

هر کوره یک Silencer بخار دارد 115 , 114 , 113 , 112 , X-111

هر کوره یک درام بخار در بخش فوقانی خود دارد 105 , 104 , 103 , 102 , D-101

هر کوره یک فن مکنده در بخش فوقانی همر فتی دارد C-101 , 102 , 103 , 104 , 105

هر کوره 6 کویل دارد که هر کویل در ابتدایِ ورود به بخش Fire Box به 4 پاس تقسیم می شود . پس داخل Fire Box ها 24 = 6 * 4 پاس عمودی داریم ، هر کویل 12 مشعل دارد ، 6 عدد یک طرف و 6 عدد در سمت مقابل ، در هر طرف کوره برای هر کویل 3 مشعل در کف و 3 مشعل در بدنه کوره هستند .

گاز سوخت کوره ها

جهت سوخت مصرفی مشعل های کوره از سیستم متمرکز گاز سوخت در واحد اتیلن استفاده می شود. بعد از آنکه گاز سوخت از چندین منبع (خط گاز سبک کل مجتمع ، سیستم تولید هیدروژن ناحیه 40 و ناحیه 30و...) در ظرف D-606 (Knockout Drum) جمع آوری شد ، مایعات احتمالیِ همراه آنها جدا می شود . هدر گاز مصرفی تحت شرایط $T=27\ ^{\circ}C$ و P=3 bar به طرف کوره ها هدایت می شود .

برای مصرف هر کوره یک شاخه Fuel Gas جدا شده و بطرف کوره امتداد می یابد . گاز سوخت بعد از شیر کنترل خود (مختص هر کوره) به دو شاخه تقسیم می شود . یک شاخه برای مشعل هایی که بخش ورودی کویل ها رادر Fire Box متأثر می کنند و یک هدر جهت ارسال گاز به مشعل هایی که بخش خروجی هر کویل را حرارت می دهند . همانطور که قبلاً اشاره شد هر کویل 12 مشعل دارد و کل کوره 72 مشعل . از 12 مشعل هر کویل ، 8 عدد مخصوص Inlet-zone هستندو 4 عدد مخصوص Outlet-zone .

آرایش مشعل ها ، نحوهٔ کار کرد و سیستم دمای کوره ها ، جزء دانش فنی- تخصصی سازنده می باشد و این آرایش از یک Licenser به Licenser دیگر متفاوت است ، دراین آرایش ها سعی بر استفاده بهینه از انرژی حرارتی و توزیع مناسب گرما در طول کویل شده است . از 12 مشعل هر کوره 6 عدد در کف و 6 عدد در دیواره نصب شده اند (مشعل ها فقط گاز سوزند) .

سیستم کنترل دمای مشعل ها بر اساس دمای متوسط خروجی کویل ها و تابع شرایط و مقدار خوراک است . دمای کوره ها و تعداد مشعل های روشن در حالت های کک زدائی ، تزریق خوراک و یـا گـرم کردن متفاوت خواهد بود .

Flue Gas

منظور از Flue Gas ، گازهای حاصل از احتراق گاز سوخت می باشد کـه ترکیبـی از NO_x , N_2 , CO_2 , CO می باشد .

جهت استفاده بهینه از دمای این گاز در بخش همرفتی کوره مسیر های مختلف پروسس وجود دارد ، که با انجام انتقال حرارت از Flue Gas به این سیالات ، دمای گاز آزاد شده به محـیط تـا $157^{\circ}C$ پایین می آید . بخش های همرفتی از بالا به پایین عبارتند از :

F.P.H
E.C.O
H.T.C.I
H.P.S.S.H.I
H.P.S.S.H. II
H.T.C. II

با روشن شدن فن مکنده در هر کوره ، گازهای حاصل از احتراق به بالا کشیده شده و انتقال حـرارت مؤثر از طریق همرفتی میسر می گردد .

نکته : هنگام Trip سریع کوره ، فن بطور Auto خاموش شده تا دمای Fire Box کاهش نیافته و از سرد شدن سریع کویل ها و ترک خوردن کویل ها جلوگیری شود .

ناحیه تفکیک گرم

ناحیه 20(Hot Section & Dilution Steam Generation)

جداسازی ترکیبات سنگین از گاز

گاز حاصل از پیرولیز کوره ها ، بعد از عبور از مبدلهای TLE با دمای $T=162\ ^{\circ}C$و فشاری معادل $P=0.6\ bar$ وارد ناحیه تفکیک گرم می شود این گاز شامل 1-طیف هیدروکربنی الفینی و اشباع شده (هیدروژن ، متان ، اتان ، پروپال و پروپیلن ، اتیلن ، استیلن ، بوتادین و ...) 2-بخار اشباع 3-گازهای اسیدی (H_2S,CO_2,CO) 4-ترکیبات سنگین (کک ، آروماتیک های سنگین ، تار ، بخارات بنزین پیرولیز) می باشد . در ناحیه تفکیک گرم طی مراحلی که شرح آن اشاره می شود تمام ناخالصی ها از گاز اصلی جدا شده و فقط جریان گاز (همراه با ترکیبات اسیدی) جهت فشرده شدن با دمای $T=40\ ^{\circ}C$ بطرف ناحیه کمپرسورهای واحد هدایت می شود .

گاز از میانهٔ برج T-201 وارد شده و بعد از تماس با سینی های 90 درجه ای (که جهت جلوگیری از حرکت ترکیبات سنگین (تار) بطرف بالا تعبیه شده اند) و نیز یک بسته از مواد پرکننده Packing ، از بالای برج خارج می شود . تماس جریان گاز با آب در گردش که از بالا به پایین جریان دارد و عبور گاز از درون Packing ها ، جداسازی ترکیبات سنگین و نیز کندانس شدن بخار رقیق کنندهٔ همراه با گاز را میسر می کند . این طراحی طوری صورت گرفته که دمای گاز همراه ، حداکثر $2.5\ ^{\circ}C$ بالاتر از دمای آب ورودی برج باشد . جهت تأمین آب در گردش برای سیستم تفکیک گرم ، آب از انتهای برج T-201 وارد پمپ های P- 201 شده ، سرراه خود از S-203A/B (Quench Water Cyclone) عبور می کند ، عبور آب از سیکلون باعث تفکیک هیدروکربن های سنگین (TAR) و کک از آب در گردش می شود . سپس آب توسط فن های AE-201 و مبدل های E-202A/B/C تا دمای $T=37.5\ ^{\circ}C$ خنک شده و با کنترل فلو ، بعنوان Reflux به برج تزریق می گردد .

– جهت تفکیک هیدروکربن های سنگین (تار و آروماتیک ها) و کک و بخارات بنزین پیرولیز موجود درمایعات حاصل از کندانس شدن بخار رقیق کننده ، مایعات برج T-201 به طرف ظرف جداکنندهٔ آب از مواد هیدروکربنی به نام D-201(Oil/Water Separator) هدایت می شوند . با توجه به ابعاد D-201 جریان مایع فرصت کافی برای جدا شدن فاز سنگین تر (آب و مواد سنگین هیدروکربنی مثل تارو کک) از فاز سبک تر (آب و بنزین سبک) را پیدا می کند ، کک ها و تارهای جدا شده از S-203A/B و انتهای D-201 و نیز D-203 همگی جهت جدا کردن آب همراه و تفکیک هیدروکربن سنگین وارد D-202(Tar Collection Drum) می شوند ، هیدروکربن های سنگین بعد از پمپاژ با P-203A/B به واحد UT هدایت می شوند و جریان آب خالص با پمپ های P-205A/B به برج برگشت داده می شود . جریان هیدروکربن سبک و سرباره ، بطور مرتب درین می شود .

– مدار تولید بخار رقیق کننده

جریان آب از انتهای فوقانیD-201 توسط پمپ های P-202A/B بعنوان آب ترش بطرف صافی های S-202A/B ارسال می شود . جهت تولید بخار رقیق کننده از آب ترش استفاده میشود ، به همین دلیل لازم است یک سری عملیات روی آن انجام گردد ، ابتدا جداسازی ذرات جامد احتمالی می باشد که توسط S-202 انجام می شود . سپس جداسازی هیدروکربن ها از آب است ، دلیل آن این است که اگر اکثر آن حاوی هیدروکربن باشد حین تولید بخار، تولید کف یا Foam فراوان میکند ، لذا جریان آب ترش قبل ازآماده شدن برای تولید بخار از D-303 (Sour Water Coalescer) عبور می کند ، بدلیل بکار رفتن لایه های نمدی در درون این ظرف ، تمام هیدروکربن ها از آب جدا می شوند . اگر اندکی هیدروکربن مایع (سبک) در سطح آب تجمع پیدا کند ، باکنترل ارتفاع ، از سطح ظرف جدا و به واحد UT ارسال می شود . مرحله بعدی Strip کردن آب ترش یا عاری کردن

آن از هر نوع هیدروکربن (خصوصاً H_2S,CO_2) است . برای این کار از بخار گرم رقیـق کننـده در برج(Sour Water Stripper) T-202 استفاده می شود .

- کنترل PH

با توجه به تزریق مواد گوگردی و DMDS به خوراک کوره ها ، مایعـات حاصـل از کنـدانس شـدن بخار رقیق کنندهٔ همراه با گاز اصلی در ناحیه 20 ، دارای ماهیت اسیدی و PH کمتـر از 7 هـستند ، جهت جلوگیری کردن از ایجاد خـوردگی در سیـستم ، PH آب گردشـی در بـرج T-201 و نیـز آب ترش بایستی دائماً چک شده و بین 9~7.5 نگه داشته شود . جهت این کار از تزریق مادهٔ شیمیایی با ماهیت بازی به ورودی پمپ های P-201 و P-204 استفاده می گـردد . کنتـرل PH آب هـای در گردش و آب ترش از مهمترین کارها در این بخش است .

- تولید بخار رقیق کننده

آب ترش منبـع اصـلی تولیـد Dilution Steam=D.S بـرای مـصرف در کـوره هـای کراکینـگ می باشد . آب ترش بعد از اینکه شرایط لازم را جهت تولید بخار پیدا کرد ، از انتهـای بـرج T-202 بطرف D-204(Dilution Steam Drum) هدایت می شـود . سـه مبـدل E-205A/B/C بـا استفاده از انتقال حرارت بین بخار MP و آب ترش ، بخار D.S را تولید و براساس قانون ترموسیفون به D-204 هدایت می کنند . منبع دوم بـرای تـأمین آب در D-204 ، آب هـای حاصـل از تخلیـه پیوسته درام های بخار می باشند که از ناحیه 10 ، به ایـن بخـش هـدایت مـی شـوند . بخـار D.S تولیدی از D-204 جهت سوپر هیته شدن وارد tube مبدل E-206 می شود . محیط گـرم کننـده برای مبدل های 206 , E-205 بخـار MP(Medium Pressure Steam) مـی باشـد . بخـار MP بعد از تبادل حرارت در مبدل های E-205 ، به اندازهٔ کافی سرد شده و به کندانس تبدیل می گردد .

یک شاخه از بخار MP برای حفظ همیشگی فشار هدر D.S به این هدر تزریق مـی شـود . معمـولاً این کار توسط یک PIC انجام و فشار D.S همیشه روی 6.5 bar حفظ می شود .

با عنایت به اینکه در D-204 بخارسازی انجام می شود . کیفیـت آب در درام D-204 دائمـا تغییـر می کند ، جهت حفظ شرایط آب بایستی تخلیه همیشگی از درام مذکور و نیز کنترل PH انجام شود . برای این منظور کولر E-204 و آنالایزر PH در نظرگرفته شده است .

ناحیه 30 *(Gas Compression , Caustic Washing and Drying)*

- کمپرسورگازهای حاصل از احتراق

در واحد اتیلن جهت تفکیک محصولات اصلی از توده گاز تولید شده درناحیه کوره ها ، نیاز به سرد کردن گاز تا دماهای پایین و نیز افزایش فشار گاز تا 100 برابر مقدار اولیه خود می باشد . اصولاً از نظر فنی انجام عملیات تفکیک در فشارهای بالا و دماهای پایین بهتر امکان پذیر بوده وبه صرفه تر است . گاز ورودی به ناحیه 30 ، قبل از ورود به کمپرسور دارای دمای $40\ ^{\circ}C$ وفشاری معادل 0.5 bar می باشد ، برای افزایش فشار گاز تا 35 bar یا بیشتر ، از یک کمپرسور چند مرحله ای استفاده می شود . فشار گاز مرحله به مرحله افزایش یافته و در نهایت به عدد نهایی و مطلوب می رسد . کمپرسور C-301 دارای 5 مرحله و 3 بدنه یا Casing می باشد . کمپرسور C-301 توسط توربین بخار به حرکت در آمده و کار می کند ، توربین CT-301 دارای دو بخش است :

الف) بخشی که با فشار مثبت کار می کند ، یعنی بخار ورودی که بخار پر فشار است VHP (Very High Pressure Steam) را دریافت وبه بخاربا فشار پایین تر یعنی HP(High Pressure Steam) تبدیل می کند .

ب) در بخش دیگر توربین، بخار ورودی (HP) تا فشار خیلی پایین (خلاء) منبسط شده و در اثر تماس با مبدل های مایع کننده (تماس با محیط سرد Tubeها) به کندانس تبدیل می شود .

در یک دید کلی گاز به سه منظور وارد بخش کمپرسور C-301 می شود 1- افزایش فشار 2- حذف گازهای اسیدی 3-حذف و جدا سازی ترکیبات سنگین . حال به توضیح مراحل 1، 2 و 3 می پردازیم .

گاز حاصل از T-201 مستقیماً وارد مرحله اول کمپرسور می شود در این قسمت نیازی به نصب Suction Drum نیست ، چرا که در بخش فوقانی برج ، Demister Pad استفاده شده تا از حرکت مولکولهای مایعِ همراه با گاز (خروجی از برج T-201) تا حد زیادی کاسته شود . ولی جهت اطمینان از

اینکه هیچ مایعی همراه با گاز به کمپرسور وارد نشود از یک بخش بنام PipingTrap استفاده شده که در آن مایعات احتمالی جدا می شوند .

گاز بعد از فشرده شدن در مرحله اول به فشار1.75 bar می رسد . افزایش فشار گاز، توام با افزایش دما خواهد بود و افزایش دمای گاز خطر پلیمریزاسیون ترکیبات سنگین را به همراه خواهد داشت لذا در کلیه مراحل کمپرسورC-301 ، گازخروجی از هر مرحله جهت خنک شدن وارد مبدلهای Inter-Cooler میشود. نیز برای هر مرحله ،گاز بعد ازخنک شدن و قبل از اینکه وارد مرحله بعدی شود وارد Suction Drum می گردد ، در این ظروف مایعات همراه با گاز از آن جدا می شوند ، این مایعات شامل هیدروکربن های سنگین وگاها آب نیزمی باشند . دمای گاز در خروجی از هر مرحله به $95^{\circ}C$ می رسد و بعد از عبور از مبدل خنک کننده تا $45^{\circ}C$ خنک میشود .

ترتیب افزایش فشاز ازمرحله اول تا خروجی چهارم به قرار زیراست :

0.5 bar ⟶ (#1)1.75 bar(1.63) ⟶ (#2)4.10 bar(4.08)
⟶ (#3)9.1 bar (9.01) ⟶ (#4)17.6 bar (17.1) ⟶ (#5)35.5 bar

حذف گازهای اسیدی :

همانگونه قبلاً اشاره شد ، جهت کاهش اثر کاتالیستی Ni در کویل کوره های کراکینگ و جلوگیری از تولید گازهای CO_2,CO به خوراک اتان کوره ها ، مقداری مواد گوگردی مثل DMDS اضافه می کنیم . گاز ورودی به ناحیه 30 ، حاوی مقادیر زیادی CO_2,CO و H_2S میباشد . گازهای اسیدی اثربسیار مخربی روی کاتالیست های حذف استیلن دارند و نیزCO_2 در دماهای پایین تولید یخ خشک کرده و باعث گرفتگی کل سیستم ناحیه 40 خواهد شد .

لذا بایستی این گازها از طیف گازاصلی حذف شوند . گاز حاصل ازکراکینگ بعد از آنکه تا چهار مرحله افزایش فشار پیدا کرد .جهت حذف گازهای اسیدی (CO_2,H_2S) وارد برج جذب (با کاستیک) میشود . گازهای خروجی از برج کاستیک وارد مرحله پنجم شده و تا 33.5 bar فشرده شده و وارد خنک کننده

E-306,307 شده و تا $15^{\circ}C$ سرد می شود . هدف ازسرد کردن گاز ،مایع کردن ترکیبات سنگین آن وتفکیک هیدروکربنهای سنگین از گاز است گاز خروجی مبدل E-307 وارد D-307 شده و بعد از جدا شدن هیدروکربنهای سنگین با دمای $15^{\circ}C$ و فشار 32.26 bar بطرف خشک کننده ها هدایت می شود .

نحوه جذب گازهای اسیدی :

گازخروجی از مرحله چهارم ، در کولر E-304 تا $45^{\circ}C$ سرد شده و وارد D-305 میشود و بعد از جدا شدن ترکیبات سنگین وارد برج T-301 می شود . در این حالت گاز در حالت اشباع است چون در تماس با مایعات D-305 قرار داشته است . لذا دمای گاز را قبل از ورود به برج تا $5^{\circ}C$ گرمتر کرده تا حالت سوپرهیته پیدا کند. گرم کردن گاز قبل از ورود به برج کاستیک بسیار مهم است چرا که مانع از کندانس شدن هیدروکربنهای سنگینِ درون گاز اصلی شده و ازتولید ملکولهای پلیمر جلوگیری می کند (این نوع پلیمر حاصل از کندانس شدن هیدروکربن های سنگین است و با فرآیند پلیمریزاسیون گازهای الفینی دراثرگرماتفاوت دارد). برج شستشوی کاستیک دارای سه بخش است ، در بخش پایین برج ، گاز با محلول سود (NaOH) ضعیف و در بخش میانی با محلول قوی تر تماس پیدا کرده وگازهای اسیدی جذب محلول سود می شوند . گاز در بخش بالایی برج با آب BFW تماس پیدا کرده و عاری از هر نوع کاستیک می شود . بخش های پایینی و میانی برج کاستیک از مواد پرکننده(Packing) پر شده اند . عبورگاز از درون Packing ها و تماس با محلول سود ، سبب انتقال جرم شده و گازهای CO_2,H_2S جذب محلول سود می شوند و گاز را تا حد بسیار خوبی شیرین می کنند .

محلول کاستیک با درصد وزنی 50% از مخزن TK-801 تأمین شده و به بخش میانی برج تزریق میشود .لازم به ذکر است که بخش های پایینی و میانی برج کاملاً از هم مجزا هستند و این مسئله این امکان را فراهم میسازدکه بتوان بعد از کم کردن ظرفیت تولید واحد ، کل گاز (در حدود 60% از کل فلوی گاز) را فقط از یک بخش میانی یا پایینی عبور داده و روی بخش بعدی کار تعمیراتی انجام داد .

واکنش اصلی جذب :

(1) $H_2S + 2NaOH \longrightarrow Na_2S + 2H_2O$

(2) $CO_2 + 2NaOH \longrightarrow Na_2CO_3 + H_2O$

Na_2S, Na_2CO_3 بصورت نمک محلول هستند، در روشهای قدیمی ِخنثی سازی ، محلول خروجی ازبرجهای کاستیک بصورت مستقیم با اسید سولفوریک غلیظ واکنش داده و گاز H_2S آزاد می کند ، گاز H_2S به سمت Acid-flare هدایت شده و در اثر سوختن تولید گاز بسیار سمی SO_2 می کند.

(3) $Na_2S + H_2SO_4 \longrightarrow H_2S + Na_2SO_4$

(4) $Na_2CO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow H_2CO_3(CO_2+H_2O) + Na_2SO_4$

خنثی سازی محلول سود و پلیمر :

محلول کاستیک حاصل از برج T-301 از انتهای برج باکنترل ارتفاع ، جهت خنثی شدن خارج میشود . این محلول دارای PH=14 بوده و چون محلول کاستیک در تماس با گاز بوده ، شامل هیدروکربن سبک و سنگین خواهد بود . محلول ابتدا جهت جدا شدن گازهای سبک وارد D-312 می شود و سپس در مخزن TK-301 ذخیره و بعد از افزایش فشار توسط پمپ های P-313 A/B و عبور از صافی های S-311A/B جهت اکسیده شدن ِترکیبات گوگردی و سپس خنثی شدن توسط اسید سولفوریک 98% ادامه ناحیه را طی خواهد کرد .

در روش جدید خنثی سازی ، محلول خروجی از برج سود با هوا ترکیب شده تا نمکهای محلول Na_2S , Na_2CO_3 اکسید شوند.

A $2Na_2S + 2O_2 + H_2O \longrightarrow Na_2S_2O_3 + 2NaOH$

B $Na_2S_2O_3 + 2NaOH + 2O_2 \longrightarrow 2Na_2SO_4 + H_2O$

هر دو واکنش فوق گرمازا هستند. نمک Na_2SO_4 در آب محلول بوده و مشکلی ایجاد نمی کند. محلول مذکور بعد از اکسید شدن با H_2SO_4 تماس پیدا می کند. راکتور های R-301,302 فقط برای واکنش های A,B بکار می روند.

واکنش در D-313 $Na_2CO_3+H_2SO_4 \longrightarrow Na_2SO_4+H_2O+CO_2$ (5)

هدف رساندن S^{-2} به SO_4^{2-} تا کمتر از 5 ppm برای دفع در آب آلوده می باشد.

S^{2-} (sulfide) $\longrightarrow$ $S_2O_3^{2-}$ (thisulfide) $\longrightarrow$ SO_4^{2-}(sulfate)

محلول سود حاوی مقادیر زیادی از آنیون های S^{2-} می باشد . هدف اکسید کردن محلول با هـوا وتولیـد ترکیبات SO_4^{2-}, $S_2O_3^{2-}$ (جهت حذف از سیستم) میباشد . راکتورهای R-301,302 سـری بـوده و در آنها محلول در حالیکه توسط Mixer دائما در حال حرکت می باشد ، بـاهوا تمـاس مـی یابـد .بـرای کنترل دمای راکتورها از بخارMP(Medium Pressure Steam) وآب BFW (بـرای دی سـوپر هیته کردن) استفاده میشود(دمای راکتور اول $110^{\circ}C$ و راکتور دوم $130^{\circ}C$) جریان حرکتی مایع و گاز (جریان هوا و بخارات آب) در راکتور اول بر عکس هم (Counter-Current) و در راکتور دوم جریان مایع و گاز هم جهت (Co-Current) می باشد . بعد از اکسیده شدن ترکیبات گـوگردی ، کـل جریـان مایع همراه با گاز وارد D-314 میشود ،در این ظرف کل ترکیبات گازی حاصل از اکسیداسیون جدا و به اتمسفر هدایت می شوند.

راکتورهای R-301,302 هم فشارند(5.5bar) و مایع از راکتور اول در اثر نیروی ثقل وزنی به راکتور دوم جاری شده و بعد از پرکردن راکتـور، در اثـر Overflow وارد D-314 شـده و گازهـای آن آزاد و خارج می شوند . قبل از اینکه محلول کاستیک را با اسیدتماس داده و خنثی کنیم بایستی محلول را سرد کرد (تا زیر دمای $50^{\circ}C$). تماس اسید و سود گرمازا می باشد و MX-311 دارای محدودیت دمـایی بوده ، پس حتماً بایستی محلول را قبل از تماس با اسید سرد کرد (این کار در مبدل E-311 انجـام مـی شود) . محلول سود بعد از کنترل دما و PH وارد MX-311 شده و بـا اسـید سـولفوریک 98٪ تمـاس پیداکرده وخنثی میشود .سپس گازهای احتمالی در اثر ورود و فلاش محلول در D-313 از محلول خارج ومایع خنثی شده و به بیرون واحد هدایت میشود .

خشک کردن گاز :

برای تفکیک هیدروکربنهای مفید از مخلوط گازهای فشرده شدهٔ خروجی کمپرسور C-301 نیـاز اسـت که دمای گاز را مرحله به مرحله پایین آورد .جهت جلوگیری از تولید هیدرات و یخ زدگی در طول خطوط لوله ، در ادامه مسیر بایستی تمام ملکولهای آب از گاز جداشوند ،گازخروجی ازمرحله پنجم کمپرسور بعـد از خنک شدن تا$15^{\circ}C$و جداشدن هیدروکربن های سـنگین از آن، بـا فـشار32.5 bar ازDryer هـای D-308A/B عبور می کند.هر کدام از Dryer ها برای 100% فلوی گاز طراحی شده اند .گاز از بـالا وارد و از پایین بسترها خارج می شود. مقدار مجـاز آب در گـاز خروجـی 1ppm میباشـد . معمـولاً یـک Dryer در سرویس است (برای24ساعت) و Dryer دیگر درحال احیـا بـا گـاز سـوخت مـی باشـد . حداکثر طول عمر مواد خشک کننده 3 سال میباشد . فشارگیری و در سرویس آوردن Dryer هـا دارای یک دستورالعمل بوده که متعاقباً تهیه خواهد شد .

واحد غنی سازی اتیلن

ناحیه 40 *(Ethylene Recovery and Purification)*

جریان گاز بادمای $15\ ^{\circ}C$و فشاری معادلbar 32 وارد ناحیه 40 می شود . جهت رسیدن به هیدروکربن های مفید (اتیلن و اتان و C_3^+) دمای گاز را باید مرحله به مرحله کم کرد ، برای این کاراز سیستم سرما ساز پروپان و اتیلن ونیز انبساط گاز استفاده می شود . گاز حاصل از ناحیه 30 ، ابتدا از صافی های S-401A/B عبور می کند (یکی از آنها در سرویس است) اینکار برای جلوگیری از گرفتگی در مبدلهای Cold-box بدلیل احتمال وجود Molecular-sieve می باشد ، گاز در 5 مرحله به ترتیب تا دماهای $-36\ ^{\circ}C$, $-70\ ^{\circ}C$, $-95\ ^{\circ}C$, $-115\ ^{\circ}C$, $-135\ ^{\circ}C$ سرد می شود . گاز بعداز صافی های S-401 ابتدا در E-407 وسپس به عنوان محیط گرم وارد جوش آورنده های برج تفکیک متان می شود . با این کار گازتا $-36\ ^{\circ}C$ سرد شده وسپس وارد D-401 ، ظرف شماره یک تفکیک خوراک برای برج متان (Demethanizar Feed First Separator) می شود . در ظرف D-401 گازو مایع از هم تفکیک شده ، مایعات بطرف برج تفکیک متان هدایت شده و گازها جهت ادامه سرد شدن به دو مسیر چیلرهای اتیلن(E-402 , 403) وCold-box هدایت می شوند.جریان خروجی تا $-70\ ^{\circ}C$ سرد شده و وارد ظرف شماره دو تفکیک خوراک برای برج Demethanizer(D-402) می شود . بعد از تفکیک گاز و مایع از هم ، گازهای خروجی از D-402 بخشی در E-404 وبخشی در Cold-box تا $-95\ ^{\circ}C$ سرد می شوند . در ادامه مسیر ، گاز در مبدل Cold-box سرد شده ومایعات هیدروکربن همگی وارد برج T-401 یا تفکیک متان می شوند . گاز خروجی از D-405 حاوی H_2 ،CH_4، CO و مقدار بسیار کمی اتیلن می باشد به عبارت دیگر اغلب هیدروکربن های قابل مایع شدن در درام های قبلی از گاز جدا شده اند.این گاز با دمای $-135\ ^{\circ}C$ و فشارbar 29.7 جهت بازیابی حرارتی وارد E-407 می شود .

نکته مهم اینکه ظروف تفکیک خوراک برای برج متان تنها از نظر دمایی با هم تفاوت دارند وتقریباً همه آنها هم فشارند . به عبارت دیگر پدیده Flashing بین ظروف رخ نمی دهد و اگر تغییر دمایی وجود

دارد حاصل از بکارگیری سیستم Cold-box یا سیستم سرما ساز اتیلن می باشد . جهت تولید سرمای بیشتر برایCold-box از پدیده انبساط گازِ حاصل از D-405 (Off-gas Expantion) استفاده می شود . قبلاً اشاره شد ، گاز بالای ، ظرف D-405 با دمای $135^{\circ}C$- وارد E-407 می شود ، بخشی از این گاز جهت تولید هیدروژن خالص وارد سیستم تولید هیدروژن یاW-401 شده وبخش دیگر جهت افزایش حجم و افت دما و فشار وارد Off-gas Expander = C-401 می شود .گاز خروجی از Expander تا $\dot{C}$ 150- سرد شده و تا فشار7.7 barمنبسط می گردد . برای استفاده از دمای پایین ، این گاز وارد E-407 شده و بعد از بازیابی حرارتی با دمای $11\dot{C}$و فشار 7.7 bar از Cold-box خارج وجهت فشرده شدن مجدد وارد کمپرسور متصل به Expander می شود . انبساط گاز در C-401 به مانند عبور بخار از توربین ، تولید حرکت دورانی شدید می کند . از این حرکت دورانی برای چرخاندن کمپرسور استفاده می شود ، گاز خروجی از کمپرسور C-401 به سیستم احیاء Dryer ها هدایت و از آنجا به سیستم گاز سوخت متصل می شود .

برج تفکیک متان

تمام مایعات حاصل از درام های تفکیک 405 , 404 , 403 , 402 , D-401 وارد برج تفکیک متان می شوند ، در این برج گازهای سبک مثل متان یا سبکتر از سایر هیدروکربن ها جدا شده و هیدروکربن هایِ پایدارتر شده به شکل مایع بعد از پمپ شدن توسط پمپ های P-401A/B بطرف برج تفکیک اتان می روند . E-401 ، جوش آورنده برج مذکور توسط محیط گرم Cracked Gas کار کرده و با TIC کنترل می شود . برج دارای 40 سینی بوده و با فشاری معادل11bar کار می کند . جریان متان از Topبرج بعد از بازیافت حرارتی در E-407 بطرف ورودی مرحله چهارم کمپرسور C-301 هدایت می شود .

- تنظیم دماو فشار برج از اهم فعالیت های پروسس می باشد ، اگر فشار برج افت کند ، مقادیر زیـادی هیدروکربن سنگین از برج خارج شده و بطرف Cold-box میرود و اثر منفی روی کـارایی و سـرما سازی سیستم دارد .
- تنظیم دمای برج نیزاهمیت زیادی دارد ، اغلب انتهای برج روی $-40\ ^{\circ}C$ تنظیم می شود ، وجود یک آنالایزر متان در خروجی پمپ های P- 401(مایع انتهای برج) اثر مهمی روی کنترل دمـای بـرج دارد . اگر مقدار متان در این آنالایزر خیلی زیاد باشد نشان دهنده این اسـت کـه بـرج سـرد شـده و ترکیبات سبک (متان) با جریان خروجی در حال خروج هستند ، در این حالت بایستی دمای ریبـویلر را افزایش داد. نکته بسیار کلیدی درگیر کردن یا cascade کردن آنالایزر با TIC می باشد .

واحد PSA

PSA مخفف Pressure Swing Adsorption می باشد ، بـرای تولیـد هیـدروژن بـسیار خـالص جهت مصرف در راکتورهای حذف استیلن ، از چهار بستر با مواد خاص (جاذب) استفاده واز مخلوط گـاز خروجـی از D-405 (Off-gas)کـه شـامل H_2 , COو انـدکی CH_4 اسـت ، CO وCH_4 و نـا خالصیها را جذب و H_2 خالص با خلوص 99.99% تولید می کند . (مقدار کمی گازهای آزاد شده را بـه سیستم Fuel Gas هدایت می کند)

برج تفکیک ترکیبات C_2 : Deethanizer

در برج T-402 یک تفکیک Sharp بین مجموعه ترکیبات C_2 (اتان ، اتیلن ، استیلن) وترکیبات C_3^+ (پروپان ، پروپلین ، میتل استیلن و پروپادین ، بوتان ، 1- بوتیلن ، 1و3 بوتادین ، C_5^+) انجام می شود . مایع انتهای برج متان بعد از عبور از Cold-box ومبدل پیش گرم کن E-420 (که باعث خنک شدن بخشی ازPropane Refrigerant می شود) با دمای $-8.9\ ^{\circ}C$, P=25.3 bar وارد برج T-402 می شود(اندکی بحالت Two-Phaseنیز می تواند باشد) در اثر اعمال گرمادر جوش آورنـده E-422 و انجام عمل تقطیر در طـول سـینی هـای بـرج ، جریـان هـای C_2 بطـور کامـل تفکیـک مـی شـوند ،

جریانهایC_2 بعد از عبور از راکتور حذف استیلن در مبدل E-421 به مایع تبدیل می شوند،مبدلE-421 از نوع Partial Condenser می باشد ، یعنی جریان گاز ورودی خود را به جریان دو فاز ، تبدیل می کند (اگر بخواهیم از یک کاندسور کامل یا Total Condenser استفاده کنیم ، نیاز به یک سیستم سرما ساز بسیارقوی خواهد بود) . مایعات C_2 (اتان + اتیلن) به عنوان Reflux برای کنترل عملیات انتقال جرم مجددا به برج وارد می شود . محصول انتهای برج بعد از سرد شدن در مبدل E-430در مخزن TK-702ذخیره واز آنجا به عنوان سوخت به واحد UT ارسال می گردد .

- جهت جلوگیری از تولید پلیمر در محصول انتهای برج و جوش آورنده های E-422 از ماده شیمیایی Anti-Polymer استفاده می شود .همچنین دمای برج در حدی نگهداری می شود که باعث افزایش سرعت پلیمریزاسیون نشود .

هیدروژناسیون استیلن ها (Acetylenes Hydrogenation)

همانطور که قبلاً اشاره شد محصولات بالای برجDeethanizer شامل اتیلن ، اتان و اندکی متان و استیلن است . فرآیند حذف استیلن از طریق هیدروژناسیون و تبدیل به اتیلن و اندکی اتان یکی از فرآیندهای مهم در پتروشیمی وخصوصا در واحد الفین یا اتیلن می باشد .

در فرآیند تولید الفینهای با خلوص بالا ، یکی از مراحل پروسسی لازم ، حذف مولفه های استیلن نا مطلوب می باشد . از روشهای موجود برای حذف کردن این مولفه ها ، روشی که دارای بیشترین راندمان می باشد هیدروژناسیون انتخابی است .

هیدروژناسیون انتخابی یک فرآیند کاتالیستی است که در آن هیدروژن روی کاتالیست بطور انتخابی با مولفه های استیلن و دی اِن برای تشکیل الفین ها و پارافین ها واکنش می دهد که در این واکنش ها هیدروژناسیون الفین ها حداقل می باشد (یعنی تبدیل اتیلن به اتان) . برطرف کردن استیلن ها معمولاً تا 100ppm کافی بوده ولی برای تولید الفینهای Polymer-grade کاهش این ترکیبات تا 1~2ppm لازم خواهد بود .

واکنش هایی که دراین فرآیند صورت میگیرد به صورت زیر می باشد :

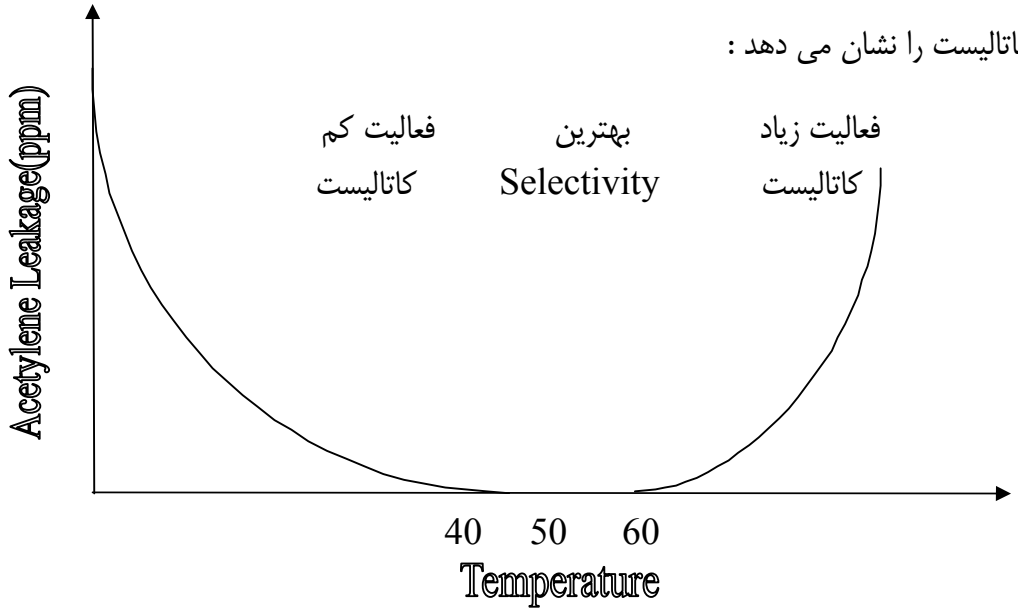
$HC \equiv CH + H_2 \longrightarrow CH_2=CH_2 + Q$ واکنش اصلی

$CH_2=CH_2 + H_2 \longrightarrow CH_3\text{-}CH_3 + Q$ واکنش جانبی

کاتالیست این فرآیند از فلز پالادیم بوده که روی پایدار کننده هـایی چـون SiO_2 , Al_2O_3 قـرار داده می شود . متغیرهای این فرآیند عباتند از: درجه حرارت ، زمان تمـاس ، فـشار جزیـی C_2H_2 ، غلظـت CO(درH_2 واکنش دهنده) ، مقدار سولفور و نسبت هیدروژن به استیلن که اثر آنها شرح داده خواهد شد . راکتورهای حذف استیلن می توانند یک یا دو بستر داشته باشند .

1-درجه حرارت (Temperature)

محدودیت عملیاتی درجه حرارت برای کاتالیـست پـالادیم بـین $38\ ^{\circ}C$ الـی $150\ ^{\circ}C$ مـی باشـد ، امـا هیدروژناسیون استیلن ها در محدودهٔ درجه حرارت پایین تر بهتر انجام می شود . اصولا هر واکنش یـک دامنه دمایی دارد ، در یک محدوده از این طیف دمایی بهترین حالت واکنش است . اگر دمای کاتالیـست افزایش داده شود ، فعالیت کاتالیست زیاد شده و هیدروژناسیون اتیلن نیز انجـام خواهـد شـد . در نتیجـه مقدار اتیلن کم خواهد شد (اتیلن محصول نهایی بوده ونبایستی تبدیل به اتان شـود) و بـا مـصرف H_2 توسط اتیلن ، مقدار استیلن ها در گاز خروجی از راکتور زیاد خواهد شد . نمودار زیر بهترین دامنهٔ دمایی و Activity کاتالیست را نشان می دهد :



همچنین افزایش درجه حرارت ، مقدار تشکیل پلیمر (Green Oil) را افزایش داده که این پلیمر باعث Fouling روی کاتالسیت می شود . وقتی Foulingروی کاتالیست تشکیل می شود، Activity کاتالیست کاهش می یابد که برای جبران Activity از دست رفته باید درجه حرارت راکتور افزایش یابد هنگامی که درجه حرارت راکتوربه مقدار ماکزیمم خود برسد دیگر هیدروژناسیون انتخابی انجام نشده و بنابراین راکتور باید احیا گردد.

مقدار پلیمر تشکیل شده یا C_4^+ یا C_5^+ به نوع گاز ورودی و شرایط عملیاتی بستگی داشته اما بطور کلی برای Ethylene Purification مقدار C_5^+ تشکیل شده در محدودهٔ 0 تا 1000ppm میباشد.

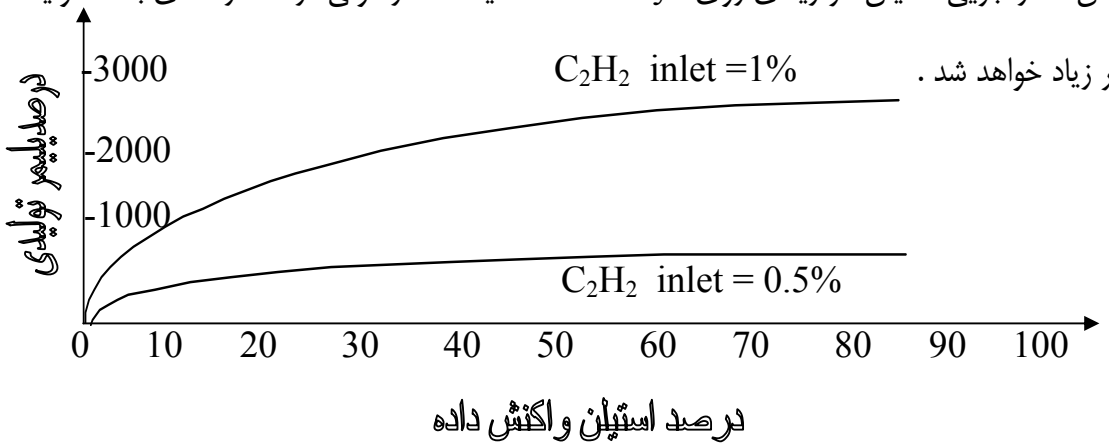
نکته : دمای واکنش هیدروژناسیون در ابتداو انتهای واکنش تفاوت دارد ، این مقادیر به دما در End Of Rreaction = E.O.R , Start Of Reaction = S.O.R مشهور هستند .

2-زمان تماس (Contact Time)

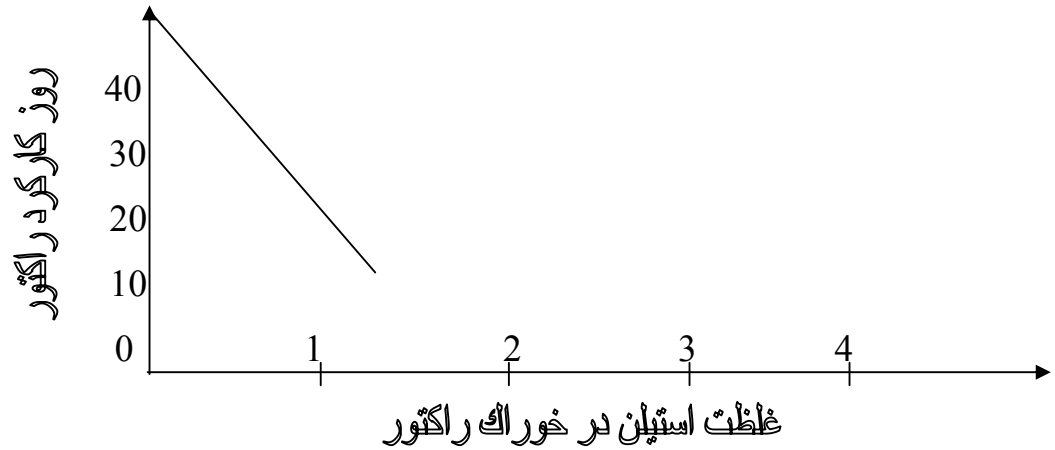
زمان تماس تابعی از سرعت حجمی (Space Velocity) راکتور ، فشار و درجه حرارت بوده بطوری که زمان تماس بیشتر ، اکتیویته را افزایش ولی Selectivity را کم می کند .

3- فشار جزیی C_2H_2

افزایش فشار جزیی استیلن اثر زیادی روی Activity کاتالیست ندارد ولی در فشار های بالا، تولید پلیمر زیاد خواهد شد .

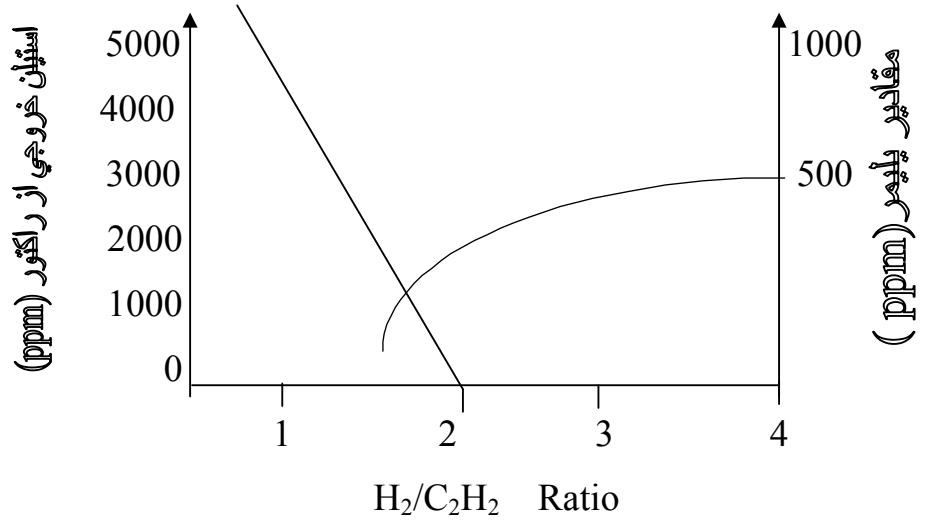


هر اندازه که درصد استیلن در خوراک راکتور زیاد شود ، طول دوره کار کرد راکتـور(Cycle–Length) کمتر می شود



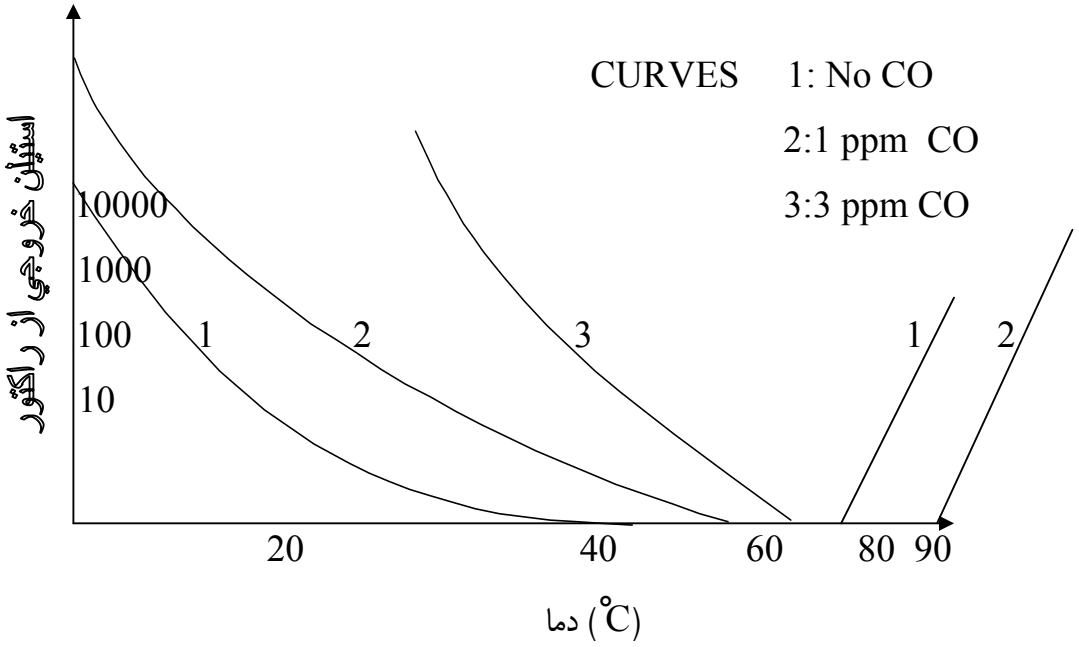
4–نسبت هیدروژن به استیلن

مقدارH_2/C_2H_2 معمولا 2 می باشد که این مقدار جهت تبدیل C_2H_2 کافی خواهد بود . اگر این Ratio افزایش یابد (تزریق هیدروژن اضافی) فرآیند هیدروژناسیون الفینها اتفاق می افتد و نیـز تولیـد پلیمر بیشتر خواهد شد .



5-غلظت CO (CO – Content)

منواکسید کربن در گاز خوراک (منظور محصول Top برج Deethanizer است) فعالیت کاتالیست را کم ولی Selectivity را افزایش مـی دهـد . ایـن CO درهیـدروژن نیـز مـی توانـد وجـود داشـته باشد،همچنین هر چه CO زیاد باشد برای کامل شدن واکنش نیاز به دمای بالاتری است .



6- مقدار سولفور

سولفور اثر سمی روی کاتالیست پالادیم دارد . اگر چه کاتالیست با وجودسولفور انـدک ، فعالیـت خـود را ادامه می دهد ولی نیاز به دمای بالاتری خواهد داشت . با افزایش سولفور طول سـیکل معمـولاً کـاهش می یابد.

- شرح فرآیند راکتور R-401 A/B

جریان گاز بالای برج T-402 ابتدا در مبدل E-423 پیش گرم شده (با جریان گـاز خروجـی از راکتـور تبادل حرارت می کند) و سپس در مبدل E-433 توسط بخـارLP (Low Pressure Steam) تـا دمای مناسب شروع واکنش گرم می شود . دمای شروع واکنش در ابتدای کار کاتالیست یاSOR برابربـا 90 ℃ و در EOR حدود 119 ℃ است . فرآینـد هیدروژناسـیون اسـتیلن یـک فرآینـد آدیـا باتیـک است.کل گاز بالای برج T– 402 تحت واکـنش واقـع مـی شـود. خروجـی راکتـور ابتـدا توسـط آب Coolingدر مبدل E-425 و سپس با مبدل E-423 خنک شده و بعداز عبور از کندانسور بـرج یعنـی E- 421 بعنوان Reflux برای برج استفاده می شود و جریان گاز (جریان فوقانی Reflux Drum) به برج تفکیک اتیلن(T-403) هدایت می شود ، Green-oil های تولیدی در طول راکتور ، به بـرج T-402برگشت داده می شوند .

سیستم کنترل کننده واکنش ، دمای واکنش ونسبت H_2 /C_2H_2 و فلوی هیدروژن را تنظیم میکند .

همچنین راکتور یک بستر داشته که درون آن چندین Thermo-Well نـصب شـده کـه دمـای بـستر کاتالیست را اندازه می گیرند. اگر دمای بستر به℃150برسد ، هیدروژن قطع و اگـر بـه ℃180برسـد ، راکتور Box Up و سپس Depressurize می شود . آنالایزِ روی جریان ورودی وخروجی کـار کـرد دقیق راکتور را نشان داده و در تنظیم راکتور بسیار مهم می باشد .

احیاء راکتور

بعد از چند ماه در سرویس بودن راکتور (بر اساس اطلاعات سازندۀ کاتالیست) . به مرور زمان پلیمر هـا روی منافذ فعال پالادیم (کاتالیست) نشسته و Activity آن راکم می کنند ، برای احیاء (کاتالیـست) ابتدا راکتور رااز سرویس خارج وتخلیه فشار نموده و با جریـان ازت گـرم تمـام هیـدروکربن هـای بـستر کاتالیست را به محیط (محل امن) هدایت می کنیم . سپس توسط بخارسوپر هیت پر فشار ، دمای بستر

رابالابرده تا پلیمر ها نرم وذوب شده و نیزکک ها آماده واکنش با هوا شوند. در مرحلـه بعـد Plant Air به بخار تزریقی به راکتور افزوده شده تاکک ها به CO_2 تبدیل و از سیستم خارج شوند . جریـان حرکـت گازهای احیاء کننده برعکس مسیر پروسسی و از پایین به بالا می باشد .

معمولاً از گاز خروجی در حالت احیاء نمونه گرفته ومقادیر CO_2 اندازه گیری می شود ، وقتی مقدار CO_2 کم شد و ثابت ماند (تا 0.5%) می توان عملیات احیاء را پایان یافته تلقی کرد . اغلب مدت احیاء 2 الی 3 روز است. بعد از آن بستر را با گاز ازت purge کرده تا بخارات کاملاً خارج شده و سپس راکتـور را بـا فشار مثبت ازت نگه می دارند .

: (T-403)C_2-SPLITTER

جریان گاز واکنش داده شده (C_2^+) از بالای Reflux Drum برج T-402 جهت تفکیک بطرف بـرج T-403 هدایت می شود . جریان گاز شامل اتان ، اتیلن ، اندکی H_2 (واکنش داده نشده) و مقدار کمـی CO می باشد ، جهت تفکیک اتیلن و اتان از برج T-403 با 127 سینی بهره می گیریم عمل تفکیک جرمی در118 سینی انجام شده و سینی های بالایی بعنوان بخش پاستوریزه کردن اتیلن عمل می کنند. جریان گاز خوراک ، ابتدا از Dryer ای به شمارهٔ D-408 عبور کرده تا احتمال ورود H_2O به بـرج را به حداقل کاهش دهد . جریان خوراک از طریق یک خط به سه سینی 72, 82 , 92 هدایت می شود . (اغلب 2 مسیر از آنها باز خواهد بود) ، جریان Top برج در مبـدلهای E-428 و E-429 بـا جریـان مایع اتان و پروپان Refrigerant تبادل حرکت کرده و به مایع تبدیل شده وکلاً بـه Reflux Drum (D-409) هدایت می شود . کل مایعات Reflux و مجدداً وارد سینی اول بـرج (بـالای بـرج) مـی شود . جریان گازهای غیر قابل مایع شدن مجدداً به طرف برج T-401 برگـشت داده مـی شـوند ، گـاز بالای برج تا $^{\circ}C$ 28- توسط دو مبدل E-428 , 429 سردشده و به مایع تبدیل مـی شـود . محـصول اتیلن بعد از تبادل جرمی ازسینی 9 برج خارج می شود ، مقداری از کل فلوی Reflux ورودی بـه بـرج

تحت عنوان محصول خارج می شودو ما بقی به سینی های پایینی می ریزد.محصول اتان از انتهای برج به شکل مایع خارج (بادمای 2.5–) و بخشی از آن در مخزن TK-703 ذخیره شده و مابقی در مبدل E-429 بعد از تبادل حرارتی به گاز تبدیل شده و بطرف مصرف کننده های اتان (کوره های کراکینگ) هدایت می شود .

برج T-403 دارای یک Reboiler (E-427) بوده که ازبخارات داغ Propane Refrigerant (با دمای ℃ 9+) بعنوان محیط گرم در پوسته استفاده می کند .

چند نکته :

1– وجود آنالایزر پروپان واتیلن در محصول انتهایی برج T-403 (یا محصول اتان برگشتی) کمک زیادی در تنظیم دمای جوش آورنده می کند. اگر مقدار اتیلن در اتان بالا برود نشان دهندۀ سرد بودن برج است که باید آن را گرم کرده تا از هدر رفتن اتیلن همراه با جریان مایع اتان جلوگیری می شود .

2– آنالایزر بعدی روی خط اتیلن تولیدی (ازسینی 9) ، در صد خلوص اتیلن را نشان می دهد . خلوص بالای 98% از اتیلن مورد قبول می باشد .

3– یک تنظیم کننده جریان مقدار فلوی Reflux کلی ، محصول اتیلن از سینی 9 ومقدار فلوی باقیمانده را تنظیم میکند .

4–محصول اتیلن از سینی 9 بطرف سیستم Ethylene Refrigerant هدایت شده (E-402) و از آنجا یا بطرف مخازن دمای منفی (TK-701 , 705) رفته یا به فرم گازی به بیرون واحد هدایت خواهد شد .

سیستم تبرید پروپان و اتیلن

ناحیه 50 *(Propane and Ethylene Refrigeration)*

جهت فراهم نمودن دمای پایین برای مراحل مختلف پروسس از یک سیکل بسته Propane Refrigeration استفاده می شود .کمپرسور C-501 دو مرحله ای بوده و بوسیله توربین (بخار HP) به حرکت در می آید . بخارات خروجی از توربین در مبدل سطحی (Surface Condenser) به آب مقطر تبدیل می شوند ، گاز پروپان خروجی از کمپرسور با دمای $T=75^{\circ}C$ ، $P=15$ bar بحالت سوپر هیت ، در مبدل های E-501A/B تا دمای $46^{\circ}C$ سرد و به مایع تبدیل می شود . تمام جریان های مایع شدهٔ پروپان بعد ازمبدل های E-501 در D-501 یا Accumulator جمع شده و از آنجا جهت انجام ادامه سیکل پروپان ادامهٔ مسیر را طی خواهند نمود . کمپرسور C-501 یک Casing دارد ولی دارای دو ورودی توأم می باشد ، نیز به سیستم Anti-surge مجهز بوده ، به این صورت که بخشی از گاز خروجی بعنوان جریان حداقل به مراحل 1 و 2 تزریق می شود . جهت کنترل دمای جریان حداقل ، از مایع پروپان (D-503) بعنوان Quench استفاده می شود . جریان های حداقل بر اساس میزان کل فلوی مراحل 1و2 ارسالی به کمپرسور ، دما وفشار مراحل و سایر پارامتر ها ، به طور کاملاً اتوماتیک و با استفاده از فیلد باس هدایت می شوند ، نیز مقادیر جریان Quench تابع دمای مراحل 1و2 هستند و با TICتنظیم می شوند . سیکل پروپان طوری طراحی شده که بیشترین بازدهی را داشته باشد ، در این سیکل از بخارات D-503 به عنوان محیط گرم برای E-420 (گرم کننده خوراک برج T-402) وE-427 (جوش آورنده T-403) استفاده شده است . نیز از پروپان گرم در Cold box (E-407) در سه مقطع ، بعنوان تنظیم کننده دمای جریان های خروجی از Cold box استفاده شده است . در زیر شمارهٔ مبدلها ودما و فشار مراحل نوشته شده است:

گاز خروجی از کمپرسور C-501: T=75°C P=15.9 bar

شرایط مایع در D-501 : T=46 °C P=15 bar

مبدل های تغذیه کننده از D-501:

- E-307 T_1=46 °C T_2=6°C
- E-504 T_1=46 °C T_2=6°C
- E-407 T_1=46°C T_2=43.2°C

نکته : مبدل E-407 که از مایع D-501 استفاده میکند تحت عنوان Plate fin/cold gas reheater می باشد.

D-503 : T=5.5 °C P=4.5 bar

مبدلهایی که از D-503 تغذیه میکنند:

- E-505 T_1=5.5 ℃ T_2=-18 ℃ مایعات
- E-407 T_1=5.5 ℃ T_2=-10 ℃ مایعات
- E-420 T_1=9 ℃ T_2= 4 ℃ بخارات
- E-427 T_1=9 ℃ T_2= 4 ℃ بخارات

D-504 : T=-18.3 ℃ P=1.6 bar

مبدل هایی که از D-504 تغذیه می کنند:

- E-421 T_1=-18.5℃ T_2=-32 ℃
- E-506 T_1=-18.5 ℃ T_2=-32 ℃
- E-428 T_1=-18.5 ℃ T_2=-32 ℃

- **سیستم سرما ساز اتیلن**

سیستم Ethylene Refrigeration یک سیستم نیمه باز است ، به این ترتیب که گاز داغ خروجی از کمپرسور C-502 می تواند بعنوان محصول On-Spec اتیلن به واحد MEG (مصرف کننده) هدایت شود و یا اینکه بعنوان مایع در مخازن دمای پایین واحد ذخیره گردد . کمپرسور C-502 یک casing دارد که سه مسیر ورودی را شامل می شود . یا به عبارتی 3-Stage است . گازداغ اتیلن با دمای $49\ ^{\circ}C$ فشار 30 bar از کمپرسور خارج و در مبدل های E-504,505 کندانس شده و در D-506 بعنوان مایع جمع می شود . (تا دمای $-13\ ^{\circ}C$) سپس جهت Sub-Cold شدن در مبدل E-506 تا دمای $-29\ ^{\circ}C$ سرد شده و وارد shell مبدل E-402 می شود . کلاً سیکل اتیلن دارای سه مبدل 402 , 403 , E-404 بوده که وظیفه سردکردن گازهای حاصل ازکراکینگ را دارند،اتیلن در سه دمای $-29\ ^{\circ}C$ ، $-48\ ^{\circ}C$ ، $-72\ ^{\circ}C$ به مبدل های مذکور هدایت می شود . این مبدل ها بعنوان Suction Drum نیز عمل کرده و گاز را به مراحل سه گانه کمپرسور با شرایط:

T= -98 ℃	T= -72 ℃	T= -48 ℃
P=0.42 bar	P=3.7 bar	P=10.33 bar

هدایت می کنند .

کمپرسور مذکور نیز مانند کمپرسور C-501 مجهز به سیستم Anti-Surge و Quench است که کاملاً اتوماتیک عمل می کند . فشار مرحله اول کمپرسور مستقیماً با دور توربین در ارتباط بوده و با تغییرات فشار، دور توربین را متأثر می کند .

- کمپرسورهای E-501 , 502 مجهز به Dry Gas Seal هستندو برای Seal کردن آنها از روغن استفاده نمی شود . استفاده از این سیستم باعث جلوگیری از یخ زدگی oil در User های پایین دستی می شود .

- همانگونه که قبلاً اشاره شد ، سیستم اتیلن نیمه باز است در این حالت ممکن است 2 مورد برای اتیلن رخ دهد که به شرح آن می پردازیم :

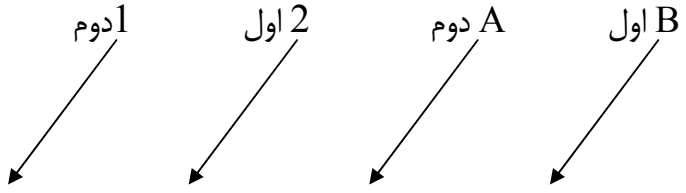
الف) مقدار تولید اتیلن از واحد (کوره ها) کمتر از میزان تقاضای اتیلن باشد .

یک PIC (کنترل کنندهٔ فشار خط اتیلن به طرف واحدMEG) فشار هدر صادرات بخارات اتیلن را کنترل می کند . این PIC روی دو شیر بصورت Split-Range فرمان می دهد ، شیر A روی خط خروجی کمپرسور اتیلن و شیر B روی سیستم تبخیر کننده اتیلن از مخازن (705 , TK-701). در این حالت ابتدا شیر A و بعد B را باز می کند (تا فشار هدر بطرف MEG ثابت بماند) .

برای کنترل فشار خط اتیلن خروجی کمپرسور C-502 ، یک PIC مستقلاً عمل کرده و روی شیرهای 1- جریان پروپان به shell مبدل E-505 2- کنار گذر اتیلن گرم مبدلE-505 ، فرمان می دهد. در این حالت ابتدا شیر 1 را کم میکند تا مایع سازی کمتری رخ دهد و سپس شیر 2 را میبندد ، در این حالت ارتفاع مایع در D-506 کم می شود و LV ظرف مذکور که روی اتیلن مایع بطرف مخازن TK-701, 705 است ، میبندد تا ارتفاع در D-506 حفظ شود .

ب- مقدار اتیلن تولیدی واحد (کوره ها) بیشتر از مقدار مصرف است .

در این حالت PIC روی خط هدر MEG ابتدا شیر B (روی سیستم تبخیرکننده اتیلن) را کم می کند و سپس شیر A (روی خط صادرات) را می بندد . و چون با بسته شدن شیر A فشار هدر اتیلن خروجی کمپرسور C-502 افزایش خواهد یافت ، PIC روی خط خروجی کمپرسور C-502 ابتدا شیر 2 را میبندد و بعد شیر 1 را زیاد می کند تا مایع در D-506 زیاد شده که باعث باز شدن LV اتیلن بطرف مخازن 705 , TK-701 می شود .



ناحیه 60

Steam,Flare and Blow down,Cooling Water,Fuel gas and other utilities

در واحداتیلن از مجموعه الفین ، موارد زیادی بعنوان مواد UT ، مورد نیاز بوده و استفاده می شود ، در زیر لیستی از موارد Utilities نوشته و سپس به توضیح برخی ازآنها اقدام می پردازیم .

A . شبکه گسترده بخار و جمع آوری مایعات آب مقطر

B . Loop بسته آب خنک کنندۀ مبدل های واحد

C . شبکۀ هوای ابزار دقیق و Plant Air و ازت

D . شبکه گردشی آب دریا

E . مخازن مواد شیمیایی و سیستم های تزریق

F . شبکه مشعل واحد ومایعات هیدروکربنی

A . شبکه گسترده بخار و جمع آوری مایعات آب مقطر

در کل واحد اتیلن 4 رده بخار با دما و فشارهای مختلف استفاده می شود .

1- بخار VHP (Very High Pressure Steam) T=510 ℃, P=104 bar

2- بخار HP (High Pressure Steam) T=410 ℃, P=40 bar

3- بخار MP (Medium Pressure Steam) T=300 ℃, P=15 bar

4- بخار LP (Low Pressure Steam) T=180 ℃, P=5 bar

بخار VHP توسط درام های بخار کوره های پنجگانه تولید و طی یک هدر مشترک جهت تبدیل به بخار HP ونیز مصرف در توربین CT-301 استفاده می شود.VHPو سایر رده های بخارهمگی سوپر هیته هستند .

بابکار گیری یک سیستم تبدیل [شامل PV (شیر کنترل فشار) و TV (شیرکنترل دما)] و نیز تزریق آب BFW بخارها به فشارهای پایین تر قابل تبدیل هستند .

- مصرف کننده ها و تولید کننده های بخار در نقشهٔ پیوست بطور کامل مشخص است فقط چند نکته در این مورد یاد آوری می شود .

1- فشار هدر VHP توسط PIC ای که به گاورنر توربین CT-301 فرمان می دهدکنترل می شود . اگر توربین Tripبدهد و از سرویس خارج شود ، سیستم تبدیل HP ⟵VHPوظیفه تامین فشار شبکه HP را انجام خواهد داد .

2- بخار HP عمدتاً از توربین CT-301 تولید می شود ولی هدرHP به واحد UT نیز متصل بوده و بر اساس نیاز، مقداری HP از UT دریافت می شود (روی مسیر Inlet/Outlet بخارHP کنترل کنندهٔ دما وجود دارد) .

3- مقداری از بخارات ورودی به توربین های 501 , CT-301 بعد از تماس با محیط سرد مبدل های موسوم به Surface Condenser به آب DW تبدیل و بعد از پمپاژ توسط تلمبه های معروف بهHot Well جهت کاهش بیشتر مقدار کانداکت به W-601 یا پالیشینگ آب هدایت می شوند . آنالایزرِ روی خروجی تلمبه های Hot Well مقدار کانداکت را اندازه گرفته ودر صورت افزایش کانداکت ، آب های DM را درین می کنند .

4-در ارتباط با تهیه آب BFW و DM در انتهای همین فصل مطالب کلی و کلیدی بیان خواهد شد .

B . Loop بسته آب Cooling

جهت رسیدن به دمای مطلوب در Process از مبدل های حرارتی استفاده می شود . محیط خنک کننده این مبدل ها ، آب خنک کننده یا Cooling Water می باشد . در صنعت از چندین روش برای تولید آب مناسب برای خنک سازی استفاده می شود . در طرح اتیلن خارگ ، آب Cooling بعد از طی نمودن

تمام مبدل های واحد های MEG و اتیلن وUT در بخشی از واحد UT با آب دریا تبادل حرارت می کند . پس سیستم کاملاً Close بوده و با محیط بیرون تبادل جرمی ندارد . در برخی واحدها ، آب Cooling بعد از تبادل حرارت از طریق انتقال جرم و حرارت با هوا به روش باز در برج های موسوم به Cooling Water Tower خنک شده و مجدداً استفاده می شود . به برخی خواص آب Cooling در این سیستم ها در بخش مربوط به BFW اشاره می شود ،ا گر چه در طرح خارگ از آن استفاده نمی گردد .

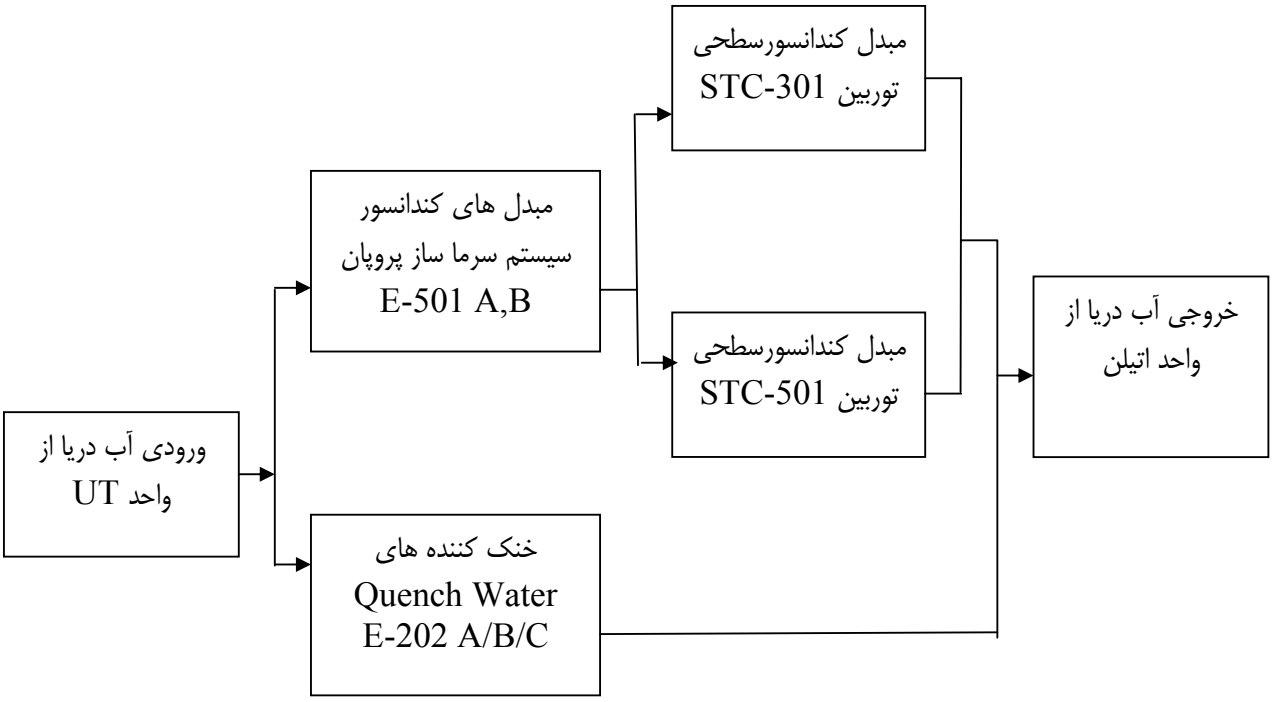
C . شبکه هوا و ازت

هوای ابزار دقیق با فشار و دمای مشخص و ثابت از واحد UT تامین و در کل واحد اتیلن یک شبکه گسترده را تشکیل می دهد ، از هوای ابزار دقیق برای فعال سازی تمام شیرهای کنترل وسیستم های ابزار دقیقی استفاده می شود .

گاز نیتروژن نیز در کل واحد بعنوان گاز خنثی استفاده می شود . گاز ازت اثر مهمی در Purge مسیرها از هیدروکربن ها دارد . از ازت نیز برای گاز پتویی (Blanket Gas) در مخازن استفاده می شود . همچنین یک شبکه بنام Plant Air داریم ، از این هوا برای کک زدایی کوره ها ، مصرف در راکتورهای R-301/302 ، احیای راکتورهای R-401 A/B و سایر مصارف استفاده می شود .

D . شبکه آب دریا

آب دریا جهت خنک سازی چند مبدل از بیرون واحد ، تامین و بعد از خنک سازی مجدداً به دریا برگشت می شود .



E . تزریق مواد شیمیایی در واحد اتیلن

در واحد اتیلن در نواحی مختلف از برخی مواد شیمیایی استفاده می شود ، لیست این مجموعه ها شامل موارد زیر است :

1- DMDS system
2- W-606
3- PH adjustment system for quench tower W-201
4- Dispersant system W-202
5- Phosphate system W-604
6- Antifouling system W-402
7- PH adjustment for BFW (volatile amine) W-605
8- Oxygen scavenger system W-603
9- Wash oil system
10- Fresh caustic storage
11- Sulphuric acid storage
12- Hydrochloric Acid
13- Methanol Storage

آشنایی با فرآیندهای تصفیه آب

هدف از انجام تصفیه آب بهبود کیفیت آب وایجاد شرایط برای آب جهت مصرف در تولید بخار ، بعنوان آشامیدنی و استفاده در برجهای Cooling می باشد .

انواع روشهای تصفیه:
A) External Water Treatment
B) Internal Water Treatment

A :

1) Physical process (Filtration , Sedimentation (ته نشین سازی)
, Flotation (شناور سازی) , Memberane (غشاء) , Electrodialyis
2) Physical-Chemical Process (Ion-Exchange Reverse Osmose , Clarification)
3) Biological (Sewege Plant) (واحدهای تصفیه پساب)

منظور از روش A بهبود کیفیت آب با بکارگیری روش های فیزیکی یا فیزیکی شیمیایی می باشد ، که خلوص آب راتا حد مشخصی تامین می کنند ومنظور از روش B ، بهبود کیفیت آب با استفاده ازافزودن برخی مواد شیمیایی مثل مواد ضد خوردگی ، تجزیه کنندهٔ Scale ها وخنثی کننده ها و یا آزاد کننده های اکسیژن می باشند .

انواع آلاینده های آب
- مواد گازی (H_2S , NH_3 , NH_X , SO_2)
- مواد مایع
- مواد جامد و آلی

بطور کلی اجزای تشکیل دهنده آب ها می توانند شامل یونهای آنیون یا منفی مانند : OH^- , SO_4^{2-} , HCO_3^- , CO_3^{2-} , PO_4^{3-} ونیز یونهای کاتیون یا مثبت مانند: Na^+ , K^+ , Fe^{2+} , Ca^{2+} , Mg^{2+} ونا خالصی های محلول و یا غیر محلول باشند .

بسته به اینکه از آب چه استفاده ای خواهد شد ونیز منبع آب خام برای یک واحد چه باشد ، روشهای تصفیه آب متفاوت خواهد بود . اغلب واحدهای صنعتی از آب دریا یا رودخانه و یا چاه به عنوان منبع اصلی استفاده می کنند .

برای آشنایی بیشتر با فرآیند تولید آبهای صنعتی ابتدا چند اصطلاح را یاد آور می شویم .

1- درجه کدورت آب

اگر آب حاوی جامدات معلق باشد ، کدر و تار خواهد بود درجه این کدورت را با عدد NTU اندازه می گیرند ، Nephelometer Turbidity Unit = N.T.U ، روش روشن کردن آب ، عبور دادن آن از فیلتر های شنی می باشد ، آب آشامیدنی دارای N.T.U کمتر از 2 می باشد .

2- سختی آب

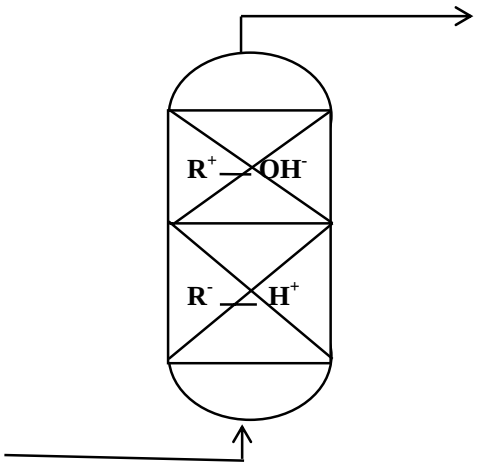
ازیک دید می توان گفت آبها یا سخت هستند یا نرم (Soft.w) آب سخت بدلیل داشتن یونهای زیاد (+ و –) قابلیت رسانایی جریان الکتریکی بالایی دارد و با مواد شوینده تولید کف نمی کند . آبهای سخت همچنین در هنگام تولید بخار تولید رسوب یا Scale فراوان می کنند .بنابراین کاهش سختی آب یکی از مهمترین کارها در تولید آب صنعتی می باشد . واحد اندازه گیری سختی یا کانداکت میکرو زیمنس می باشد . یکی از معمول ترین روش ها در تولید آب با کانداکت پایین یا Demineral Water (DW) ، استفاده از خاصیت تبادل یونی یا Ion- Exchanger است . روش کار به این صورت است که برای جذب یونهای (+) یا کاتیون ، آب را از درون رزین های جاذب کاتیون (که به شکل اختصاری R^-H^+ نشان داده می شوند) عبور می دهند . در اثر عبور آب کاتیون های آب (Na^+ , Mg^{2+} , Ba^{2+} , Ca^{2+}) روی رزین ها باقی مانده و جذب R^- می شوند . H^+ نیز جذب آب می شود .

برای جذب آنیون ها (Cl^- , I^- , PO_4^{3-}) نیز آب را ازدرون رزین های آنیون (R^+OH^-) عبور داده که در این حالت ، یونهای منفی آب جذب R^+ شده و OH^- آزاد وجذب آب می گردد . همانگونه که اشاره شد رزین ها به شکل R-H یا R-OH هستند ، منظور از R یک توده از ملکول های بزرگ می باشدکه در اطراف آن اتمهای H^+ یا OH^- (بستگی به نوع رزین ها دارد) وجود دارد.

- چند نکته راجع به تولید آب DM از روش رزین :

1- آب ابتدا باید از بستر رزین کاتیونی عبور کند وسپس از بستر رزین آنیونی بگذرد.

2- بستر آنیون و کاتیون یا مجزا هستند یا روی هم قرار دارند ، اگر مجزا باشند در بین آنها یک برج کوچک برای حذف CO , CO_2 قرار می دهند .



آب صنعتی با کدورت NTU<2 و یونهای مثبت و منفی

آب بعد از عبور از بستر کاتیونی ، مقداری خاصیت اسیدی پیدا می کند چراکه در اثر عبور آب ازبستر اول یونهای H^+ آزاد و جذب یونهای منفی موجود در آب مثل Cl^- , SO_4^{2-} شده و تولید اسید می کند .

- عبور آب از روی رزینهای کاتیون یا آنیون با جابجایی یونی همراه خواهد بود . حال یک رقابت بین یونهای هم بار برای قرار گرفتن روی رزین وجود دارد که این رقابت به جرم یون و مقدار بار آن بستگی دارد . هر چه یون سنگین تر باشد و بار بیشتری داشته باشد ، راحتر روی رزین می نشیند .

$OH^- > PO^{3-}_4 > SO_4^{2-} > I^-$ — افزایش قدرت نشستن روی رزین — آنیونی (R-OH)

$Ba^{2+} > Ca^{2+} > Mg^{2+} > K^+ > Na^+$ — افزایش قدرت نشستن روی رزین — کاتیونی (R-H)

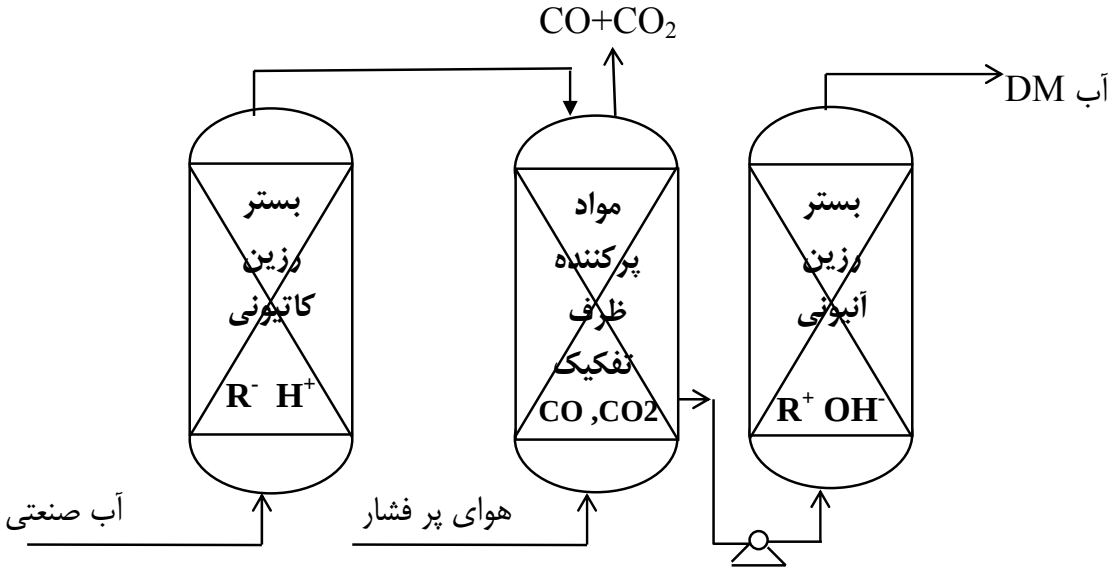
- برای احیا بستر کاتیونی از محلول رقیق اسید HCl و برای احیای بستر آنیونی از محلول رقیق سود استفاده می شود .

مراحل تولید آب

معمولاً منظور از آب خام (Row Water) همان آب رودخانه یا دریا می باشد . که بایستی با انجام فرآیندهایی مثل عبور ازفیلتر شنی یا نمک زدایی آن را به آب صنعتی تبدیل کرد . آب صنعتی یا IW (Industrial Water) کاربرد هایی مثل تولید آب آشامیدنی ، آب برای برجهای Cooling ، آب آتش نشانی ، آب برای سرویس دادن به فضای سبز یا شستشوی محیط (Potable Water) ونیزتولید آب DM از IW(که در بالا گفته شد) دارد . قدم بعد تولید Boiler Feed Water یا آب B.F.W می باشد .

آب خام ⟵ آب صنعتی ⟵ آب DM ⟵ آب B.F.W

منظور از آب B.F.W آب مناسب برای تولید بخار می باشد . با انجام یک سری کار بروی آب DM آنرا به B.F.W تبدیل می کنیم . در مجموعه الفین خارگ اعمال زیر انجام می شود .



در واحد اتیلن ،کندانس های حاصل ازتوربین های CT-301, 501 جمع آوری و جهت کاهش مجدد کانداکت از سیستم پالیشر(W-601) عبور داده می شوند .آب های کندانس ناشی از توربین های مذکور DM بوده ولی کنداکت بالای 2 دارند، برای کاهش هر چه بیشتر کنداکت (کمتر از 0.02) این

کندانس ها را از پالیشر عبور می دهند. آب های DM جدیدِ تولیدی در مخزن TK- 603 ذخیره و برای تولید B.F.W راهی Deaerator می شود .

سه ماده شیمیایی برای تعقیب سه هدف به آب DM تزریق شده تا آنرا به B.F.W تبدیل کند:

1- هیدرازین (N_2H_4) یا Oxygen-Scavenger : این ماده جهت حذف O_2 به آب اضافه می شود.

$$N_2H_4 + H_2O \longrightarrow N_2 + 2H_2O$$

2- تری سدیم فسفات (Na_3PO_4) جهت جلوگیری از تولید Scale در درام های بخار

3- آمونیاک یا موادی با پایهٔ آمین جهت کنترل PH آب بین 8.5~7 ، آب DM ماهیتی اسیدی دارد و اگر این آب برای تولید بخار استفاد شود تولید خوردگی بالایی خواهد کرد .

ناحیه مخازن محصولات

مخازن محصولات ومواد شیمیایی واحد :

مخازن اتیلن

جهت ذخیره سازی محصول اتیلن تولیدی از دو نوع مخزن با قابلیت تحمل دمای بسیار پایین به شماره های TK-701,705 استفاده شده است.اتیلن موجود در مخازن مذکور توسط پمپ های P-701A/B جهت صادرات به Jetty ارسال می شود همچنین اتیلن توسط پمپ های P-703 A/B به سیستم تبخیر کننده اتیلن ارسال شده تا با تولید بخارات پرفشاراتیلن ، فشار خط اصلی گاز به طرف واحد MEG تأمین شود .

مایع اتیلن تولیدی برج T-403 بعد از عبور ازسیستم نیمه بازسرما سازی اتیلن و مبدل E-507 بطرف مخازن مذکور هدایت می شود . این مخازن دو جداره بوده و قابلیت دمای پایین را تا $^{\circ}$C 105- دارند (با فشار اتمسفریک) . لایه داخلی مخازن مذکور ازآلیاژ نیکل بوده و لایه بیرونی کربن – استیل می باشد .

کمپرسورهای Boil-off Gas

همواره مقداری از اتیلن مایع در مخازن ذخیره TK-705,701 به بخار تبدیل می شود که می توان دلایل آن را به ترتیب زیر بیان کرد :

1–فلاش شدن اتیلن در اثر ورود به حجم بزرگ مخازن

2–تولید بخاردر خطوط انتقال اتیلن به مخازن

3–وجود جریان گردشی توسط پمپ های P-701 برای سرد نگه داشتن خط صادرات محصول

4–ماهیت فرار محصول اتیلن.

بخارات تولیدی مخازن یا Boll-off Gas جهت فشرده شدنِ مجدد وارد کمپرسورهای رفت و برگشتی C-701 A/B می شوند. هدر خروجی، بعد از خنک شدن در مبدل E-704 با کنترل فشاربطرف مبدل E-429 (کندانسور برج تفکیک اتیلن و اتان) هدایت می شود . نیز جهت تأمین فشار

مخازن اتیلن با استفاده از شیرکنترل PV ، از این بخارات استفاده می شود . بـرای حفـظ شـرایط ایمـن مخازن یک مشعل با کار کرد دمای پایین(X-701) در نظر گرفته شده است .

بیشترین مقدار تولید Boil-off Gas درحالت تولید اتیلن به شکل 100% مایع بـا 100% ظرفیـت و هنگام Shipping اتیلن با تلمبه های P-701 A/B می باشد ، که در این حالت هـر دو کمپرسـور C-701 در سرویس خواهند بود .

هنگام صادرات اتیلن تلمبه های P-701A/B با هم در سرویس قرار می گیرند ، ظرفیت هر دوی آنهـا 500 ton/hr می باشد . اتیلن از طریق بازوهای بارگیری وارد مخازن کشتی شـده و بخـارات احتمـالی ازطریق بازوهای خاص به مخزن های TK-701,705 برگشت داده می شـوند . فـشار هـدر اتـیلن در مسیر کشتی (بعد از مسیر بارگیری) 2 bar می باشد . حداکثر اختلاف ارتفاع مخازن اتیلن و کشتی 30 متر در نظر گرفته شده است . یکی از تلمبه های P-701,703 در حالت نرمال واحـد ، بطـور گردشـی (جریان حداقل) در سرویس می باشد .

مخزن اتان مایع :

بخشی از محصول مایع اتان تولید شده در برج تفکیک اتیلن ، جهت ذخیره سـازی بطـرف مخـزن اتـان هدایت می شود ($P=10\ bar\ ,\ T=-29^{\circ}C$) ایـن مخـزن نیمـه سـرد بـوده و بـدلیل دمـای منفـی و فشاربالا، بهترین شرایط را برای حفظ مایع اتان دارد . فشار مخزن و بخارات تولیدی با بخارات حاصل از E-704 (Boil-off Gas) اتیلن بالانس می شود .

مایع اتان در مبدل E-705 توسط مایع متانول تبخیر و با کنترل فشار بطرف مصرف کننده هـای واحـد هدایت می شود .

مخزن محصول C_3+

محصول فرعی حاصل از انتهای برج تفکیک اتان به مقدار تولیدی 5200kg/h یا 140 t/day جهت ذخیره به این مخزن کروی هدایت می شود (P=13 bar , T=45 $^{\circ}C$) و سپس از مخزن مذکور توسط پمپ های P-702 A/B ، بعنوان سوخت به واحد UT ارسال می گردد . ظرفیت این مخزن برای 14 روز تولید واحد اتیلن است .

مخازن اتمسفر یک در واحد :

برای نگهداری برخی مواد شیمیایی در واحد ، این مخازن وجود دارند :

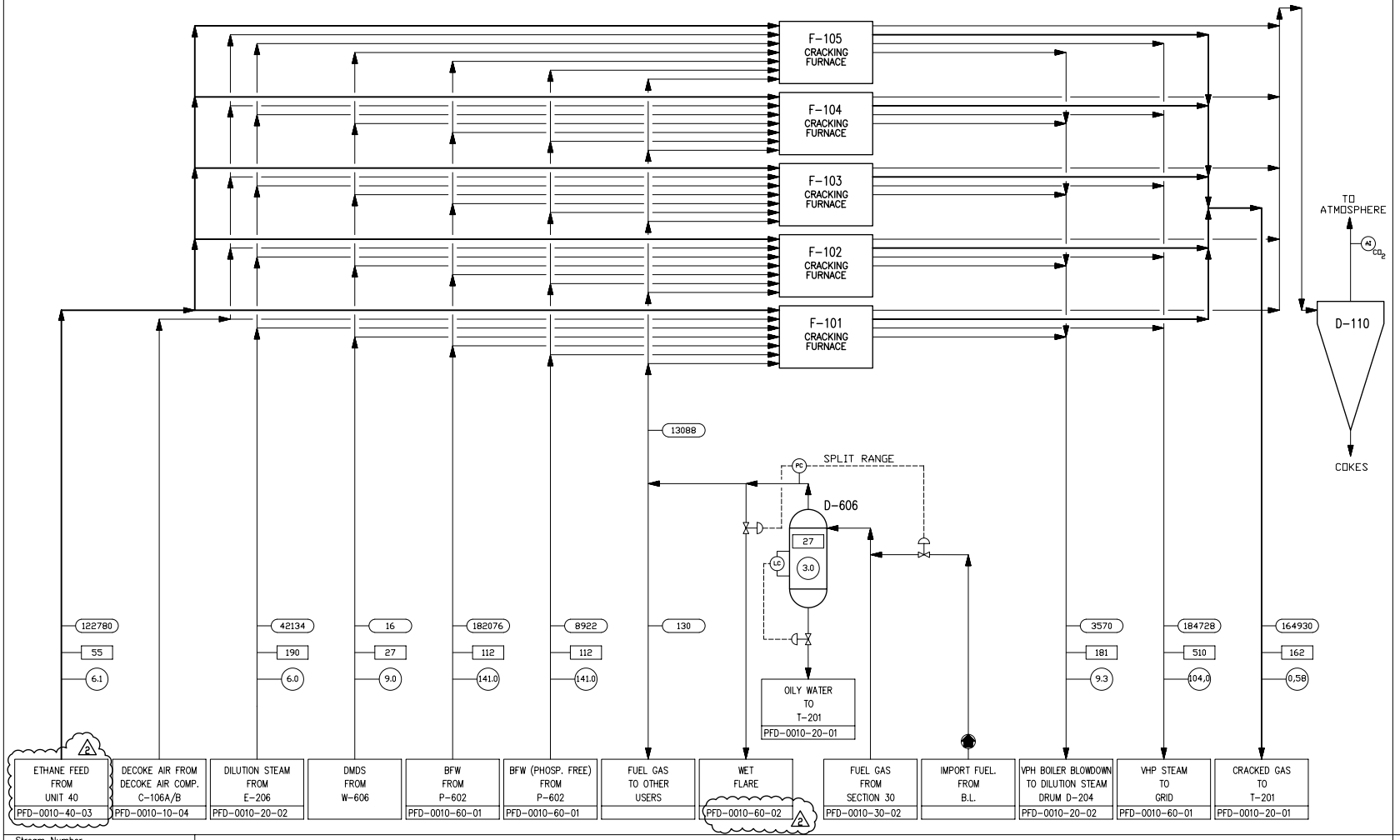
TK-801	Fresh Caustic Tank
TK-802	Wash Oil Tank
TK-803	Polished Water Tank
D-804	Methanol Storage Drum
D-803	Sulfuric Acid Storage Drum
TK-301	Spent Caustic Storage Tank

نقشه های فرآیند واحد

W-606
DMDS INJECTION PACKAGE

D-606
FUEL GAS KNOCK-OUT DRUM

D-110
DECOKE CYCLONE



Stream Number														
Vapor Fraction	wt %													
Mass Flows	kg/h													
Operating Temperature	°C													
Operating Pressure	barg													
Water	wt %													
Hydrogen	wt %													
Methane	wt %													
CO	wt %													
CO2	wt %													
H2S	wt %													
Acetylene	wt %													
Ethylene	wt %													
Ethane	wt %													
MAPD	wt %													
Propylene	wt %													
Propane	wt %													
C4's	wt %													
C5+	wt %													
Molecular	Weight													
Density	kg/m3													
Viscosity	cP													
Specific Heat	kJ/kg.°C													
Thermal Conductivity	W/m.°C													
Enthalpy	kW													

NOTES

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (barg)
- TEMPERATURE (°C)
- FLOW RATE (kg/h)
- DUTY (kW)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
2	17.03.2006	ISSUE FOR CONSTRUCTION	AAY	JPE	ADM
1	14.05.2004	ISSUE FOR DESIGN	MLH	JPE	HMM
0	04.02.2004	ISSUE FOR APPROVAL	JDAM	JPE	HMM

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: **KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN**

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE:
SECTION 10
DISTRIBUTION CRACKING FURNACES
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:
Sheet N°: 1
Scale: NTS
Rev: 2

CONTRACTOR DWG. N°: 31990-000-PFD-0010-10-01
OWNER DWG. N°: 7273F-000-

These process data are for design purpose only and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

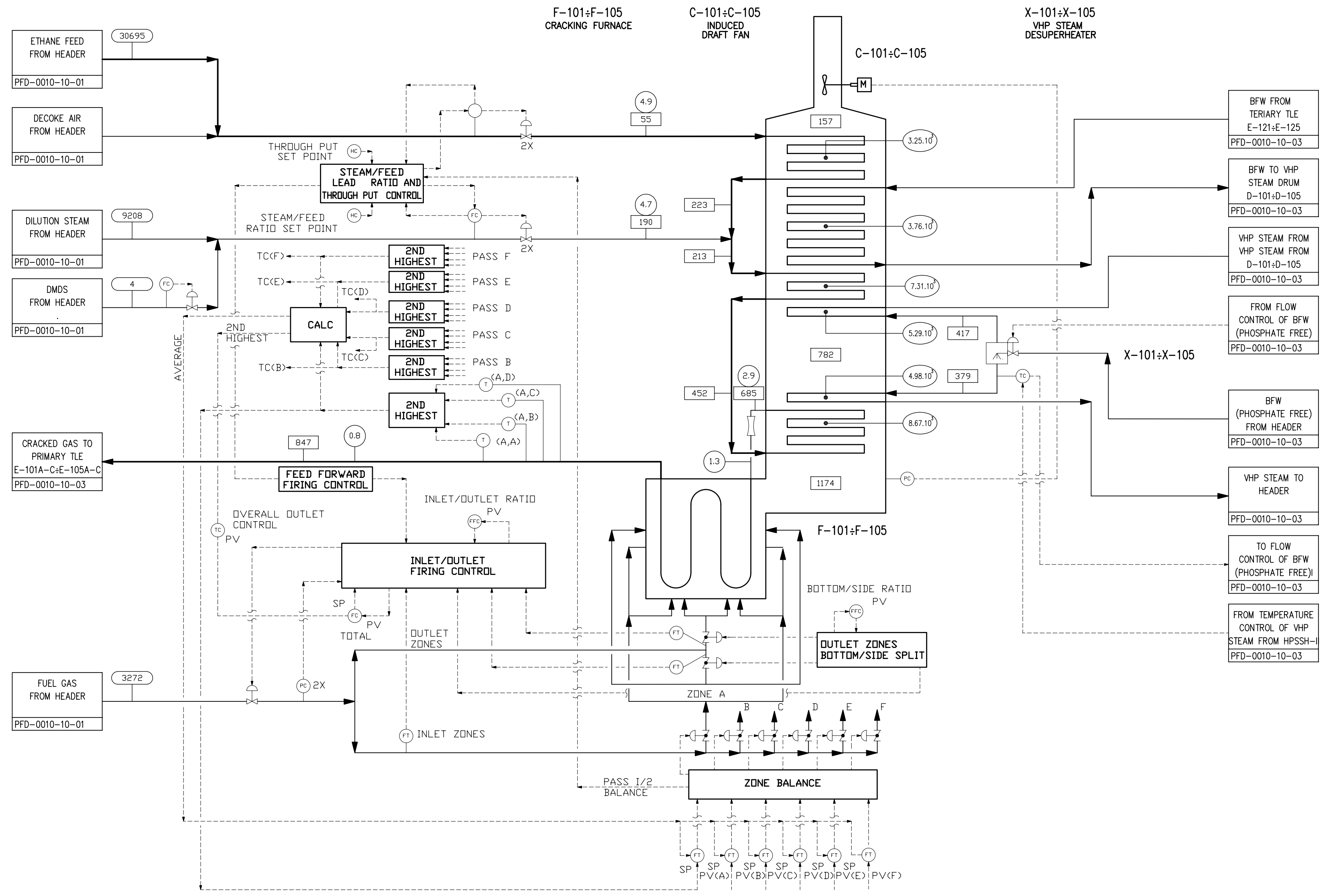
$FILENAME

DD-MMM-YYYY HH:MM

The contents of this document being the property of TECHNIP BENELUX B.V., are confidential and shall not be disclosed to others or reproduced in any manner without its consent.

Le savoir-faire contenu dans ce document demeurant la propriété de TECHNIP BENELUX B.V., celle-ci lui confère un caractère confidentiel. Il ne peut donc être utilisé qu'aux seules fins de l'étude et divulgué ou reproduit sans le consentement de TECHNIP.

r31pfd
r02a1



NOTES

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (barg)
- TEMPERATURE (°C)
- FLOW RATE (kg/h)
- DUTY (kW)

The contents of this document being the property of TECHNIP BENELUX B.V., are confidential and shall not be disclosed to others or reproduced in any manner without its consent.

Le savoir-faire contenu dans ce document demeurant la propriété de TECHNIP BENELUX B.V., cela lui confère un caractère confidentiel. Il ne peut donc être utilisé qu'aux seules fins de l'étude et divulgué ou reproduit sans le consentement de TECHNIP.

r31pfd
r02a1

Stream Number	
Vapor Fraction	wt %
Mass Flows	kg/h
Operating Temperature	°C
Operating Pressure	barg
Water	wt %
Hydrogen	wt %
Methane	wt %
CO	wt %
CO2	wt %
H2S	wt %
Acetylene	wt %
Ethylene	wt %
Ethane	wt %
MAPD	wt %
Propylene	wt %
Propane	wt %
C4's	wt %
C5+	wt %
Molecular	Weight
Density	kg/m3
Viscosity	cP
Specific Heat	kJ/kg.°C
Thermal Conductivity	W/m.°C
Enthalpy	kW

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
2	17.03.2006	ISSUE FOR CONSTRUCTION	AAY	JPE	ADM
1	14.05.2004	ISSUE FOR DESIGN	MLH	JPE	HMM
0	04.02.2004	ISSUE FOR APPROVAL	RKAR	JPE	HMM

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: **KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN**

CONTRACTOR: Technip — NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE:
SECTION 10
CONVECTION SECTION
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg: IFD
Sheet N°: 2

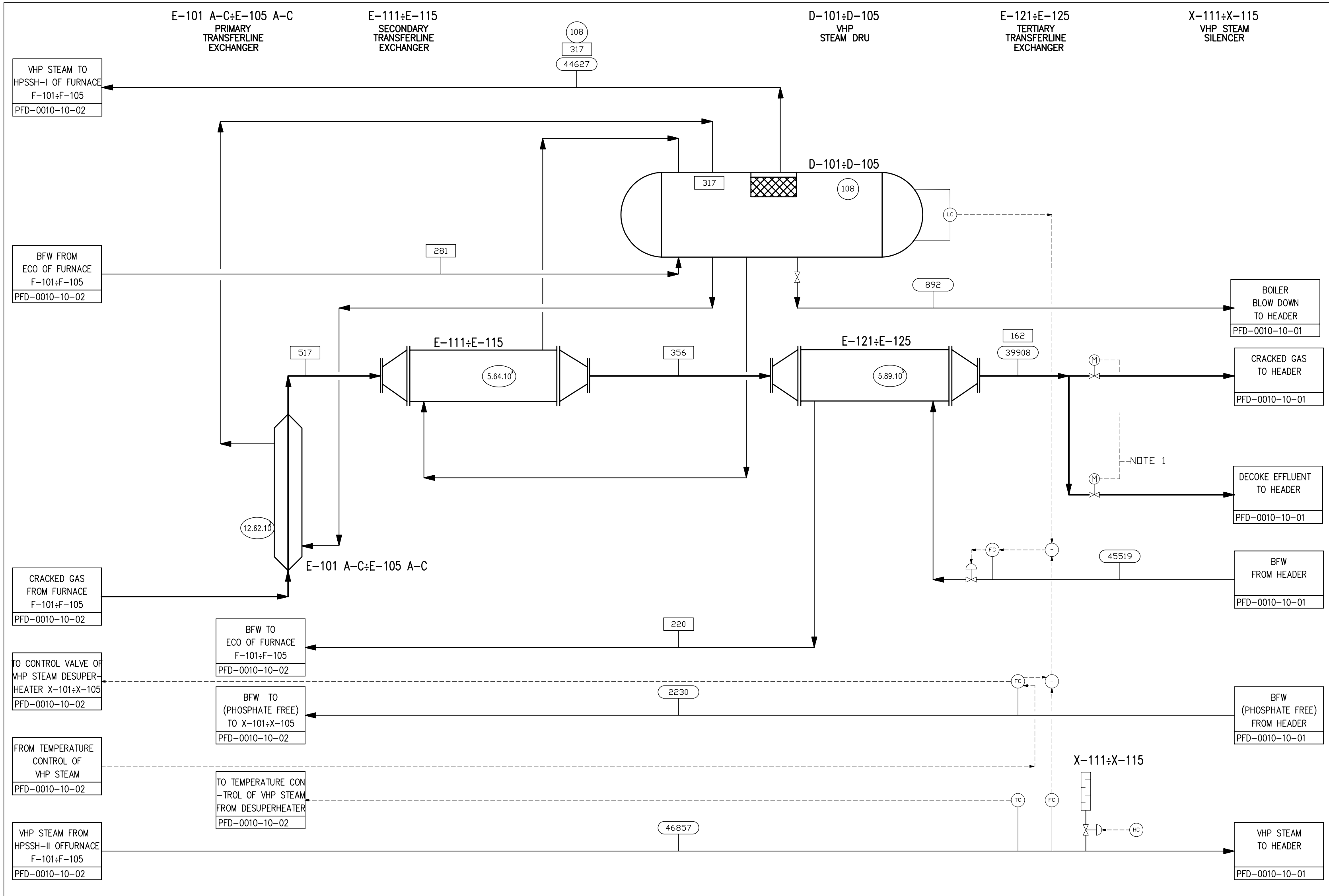
CONTRACTOR DWG. N°: 31990-000-PFD-0010-10-02
Scale: NTS

OWNER DWG. N°:
Rev: 2

These process data are for design purpose only and while useful as a guide in oporations, they do not necessarily represent exact operating conditions or quaraties.

$FILENAME

DD-MMM-YYYY HH:MM



NOTES

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (barg)
- TEMPERATURE (°C)
- FLOW RATE (kg/h)
- DUTY (kW)

Stream Number		
Vapor Fraction	wt %	
Mass Flows	kg/h	
Operating Temperature	°C	
Operating Pressure	barg	
Water	wt %	
Hydrogen	wt %	
Methane	wt %	
CO	wt %	
CO2	wt %	
H2S	wt %	
Acetylene	wt %	
Ethylene	wt %	
Ethane	wt %	
MAPD	wt %	
Propylene	wt %	
Propane	wt %	
C4's	wt %	
C5+	wt %	
Molecular	Weight	
Density	kg/m3	
Viscosity	cP	
Specific Heat	kJ/kg.°C	
Thermal Conductivity	W/m.°C	
Enthalpy	kW	

These process data are for design purpose only and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or quaraties.

$FILENAME

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
2	17.03.2006	ISSUE FOR CONSTRUCTION	AAY	JPE	ADM
1	14.05.2004	ISSUE FOR DESIGN	MLH	JPE	HMM
0	04.02.2004	ISSUE FOR APPROVAL	AAY	JPE	HMM

OWNER:

NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: **KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN**

CONTRACTOR: Technip — NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE:

SECTION 10
VHP STEAM SYSTEM
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg: IFD
Sheet N°: 3

CONTRACTOR DWG. N°: 31990-000-PFD-0010-10-03

Scale: NTS

OWNER DWG. N°:

Rev: 2

DD-MMM-YYYY HH:MM

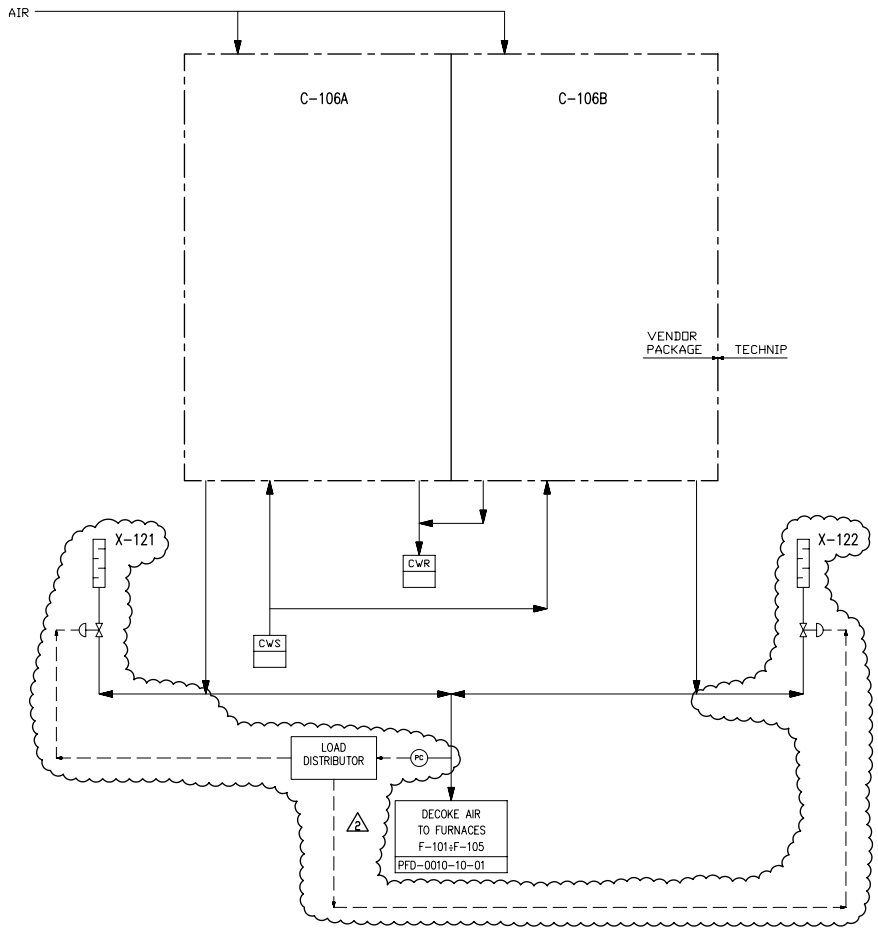
The contents of this document being the property of TECHNIP BENELUX B.V., are confidential and shall not be disclosed to others or reproduced in any manner without its consent.

Le savoir-faire contenu dans ce document demeurant la propriété de TECHNIP BENELUX B.V., cela lui confère un caractère confidentiel. Il ne peut donc être utilisé qu'aux seules fins de l'étude et divulgué ou reproduit sans le consentement de TECHNIP.

r31pfd
r02a1

X-121/122
AIR BLOW OFF SILENCER
2

C-106A/B
DECOKE
AIR COMPRESSOR



NOTES

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (barg)
- TEMPERATURE (°C)
- FLOW RATE (kg/h)
- DUTY (kW)

Stream Number		
Vapor Fraction	wt %	
Mass Flows	kg/h	
Operating Temperature	°C	
Operating Pressure	barg	
Water	wt %	
Hydrogen	wt %	
Methane	wt %	
CO	wt %	
CO2	wt %	
H2S	wt %	
Acetylene	wt %	
Ethylene	wt %	
Ethane	wt %	
MAPD	wt %	
Propylene	wt %	
Propane	wt %	
C4's	wt %	
C5+	wt %	
Molecular	Weight	
Density	kg/m3	
Viscosity	cP	
Specific Heat	kJ/kg.°C	
Thermal Conductivity	W/m.°C	
Enthalpy	kW	

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
2	17.03.2006	ISSUE FOR CONSTRUCTION	AAY	JPE	ADM
1	14.05.2004	ISSUE FOR DESIGN	MLH	JPE	HMM
0	04.02.2004	ISSUE FOR APPROVAL	RKAR	JPE	HMM

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip / NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE:
SECTION 10 - DECOKE
AIR COMPRESSOR
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg: IFD
Sheet N°: 4
Scale: NTS
Rev: 2

CONTRACTOR DWG. N°: 31990-000-PFD-0010-10-04
OWNER DWG. N°:

These process data are for design purpose only and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantee.

$FILENAME

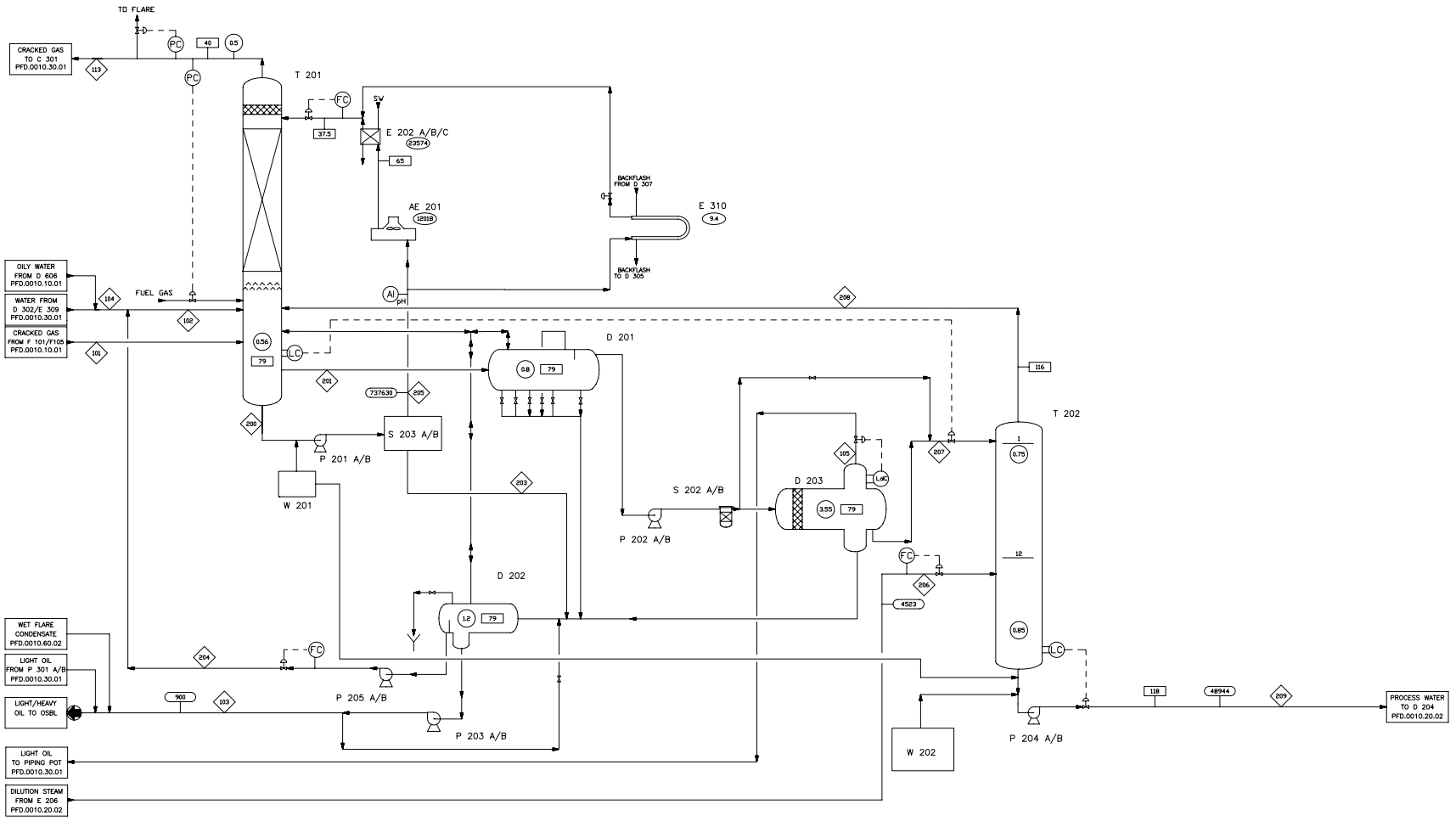
DD-MMM-YYYY HH:MM

The contents of this document being the property of TECHNIP BENELUX B.V., are confidential and shall not be disclosed to others or reproduced in any manner without its consent.

Le savoir-faire contenu dans ce document demeurant la propriété de TECHNIP BENELUX B.V., celle-ci lui confère un caractère confidentiel. Il ne peut donc être utilisé qu'aux seules fins de l'étude et divulgué ou reproduit sans le consentement de TECHNIP.

r31pfd
r02a1

S 203 A/B QUENCH WATER CYCLONES | W 201 NEUTRALIZING AND CORROSION INHIBITOR UNIT | P 201 A/B QUENCH WATER CIRCULATION PUMPS | T 201 QUENCH WATER TOWER | E 202 A/B/C PRIMARY QUENCH WATER COOLERS | AE 201 QUENCH WATER AIR COOLER | D 201 OIL / WATER SEPARATOR | D 202 TAR COLLECTION DRUM | P 203 A/B RESIDUE PUMPS | P 205 A/B WATER RETURN PUMPS | W 202 DISPERSANT INJECTION PACKAGE | P 202 A/B SOUR WATER PUMPS | S 202 A/B SOUR WATER FILTERS | P 204 A/B PROCESS WATER PUMPS | D 203 SOUR WATER COALESCER | T 202 SOUR WATER STRIPPER



Stream number		101	103	104	105	113	206	209
Description		CG from furnaces	Tar w ater to OSBL	Water from D302 / E309	Light oil from D 203	CG to C 301	DS to T 202	Water to D 204
Phase		Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
Vapor fraction	wt%	100,0	0,0	0,0	0,0	100,0	100,0	0,0
Operating temperature	°C	162,0	79,0	39,2	79,0	40,0	190,0	117,7
Operating pressure	bar g	0,59	2,00	0,56	3,55	0,50	6,25	6,75
Mass flow	kg/h	164930	900	9407	100	128916	4523	48944
Molar flow	kmol/h	8634	50	522	0,5	6940	251	2716
Actual volume flow	m3/h	202911	0,9	9	0,1	120016	1274	52
Waer MW = 18.0	wt%	25,49	100,00	100,00	0,03	4,75	100,00	100,00
Hycrogen MW = 2.0	wt%	2,97	0,00	0,00	0,00	3,80	0,00	0,00
Methane MW = 16.0	wt%	3,90	0,00	0,00	0,00	4,99	0,00	0,00
CO MW = 28.0	wt%	0,08	0,00	0,00	0,00	0,10	0,00	0,00
CO2 MW = 44.0	wt%	0,03	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00
H2S MW = 34.1	wt%	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
Acetylene MW = 26.0	wt%	0,28	0,00	0,00	0,00	0,36	0,00	0,00
Ethylene MW = 28.0	wt%	38,50	0,00	0,00	0,03	49,25	0,00	0,00
Ethane MW = 30.1	wt%	25,13	0,00	0,00	0,03	32,15	0,00	0,00
MAPD MW = 40.1	wt%	0,02	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00
Proylene MW = 42.1	wt%	0,86	0,00	0,00	0,00	1,10	0,00	0,00
Propane MW = 44.1	wt%	0,18	0,00	0,00	0,00	0,24	0,00	0,00
C4's MW = 54	wt%	1,36	0,00	0,00	0,01	1,75	0,00	0,00
C5+ MW = 208	wt%	1,19	0,00	0,00	99,90	1,45	0,00	0,00
Molecular weight		18,46	18,02	18,02	208,45	18,58	18,02	18,02
Dersity	kg/m3	0,81	974	991	920	1,07	3,55	946
Viscosity	cP	0,015	0,360	0,663	1,974	0,012	0,016	0,237
Specific heat	kJ/kg °C	2,449	4,217	4,208	1,111	2,196	2,301	4,255
Thermal conductivity	W/m °C	0,064	0,670	0,631	0,192	0,053	0,033	0,686
Entralpy	kW	-148149	-3531	-41262	-57	-27352	-16465	-209792

NOTES

GENERAL NOTE:

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES 7273F-000-CN-0001-2001.

LEGEND:

STREAM NUMBER
PRESSURE (bar g)
TEMPERATURE (°C)
DUTY (KW)
FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	DMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip / NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 20 HOT SECTION PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:
Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-20-01
Scale: /
OWNER DWG. N°:
Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

The property of this document being the property of Technip, it must not be lent, reproduced or disclosed without its written authorization.

In using this system, any document received is accepted on the condition that it is used only for the purpose for which it was lent. No copies may be made without prior written consent.

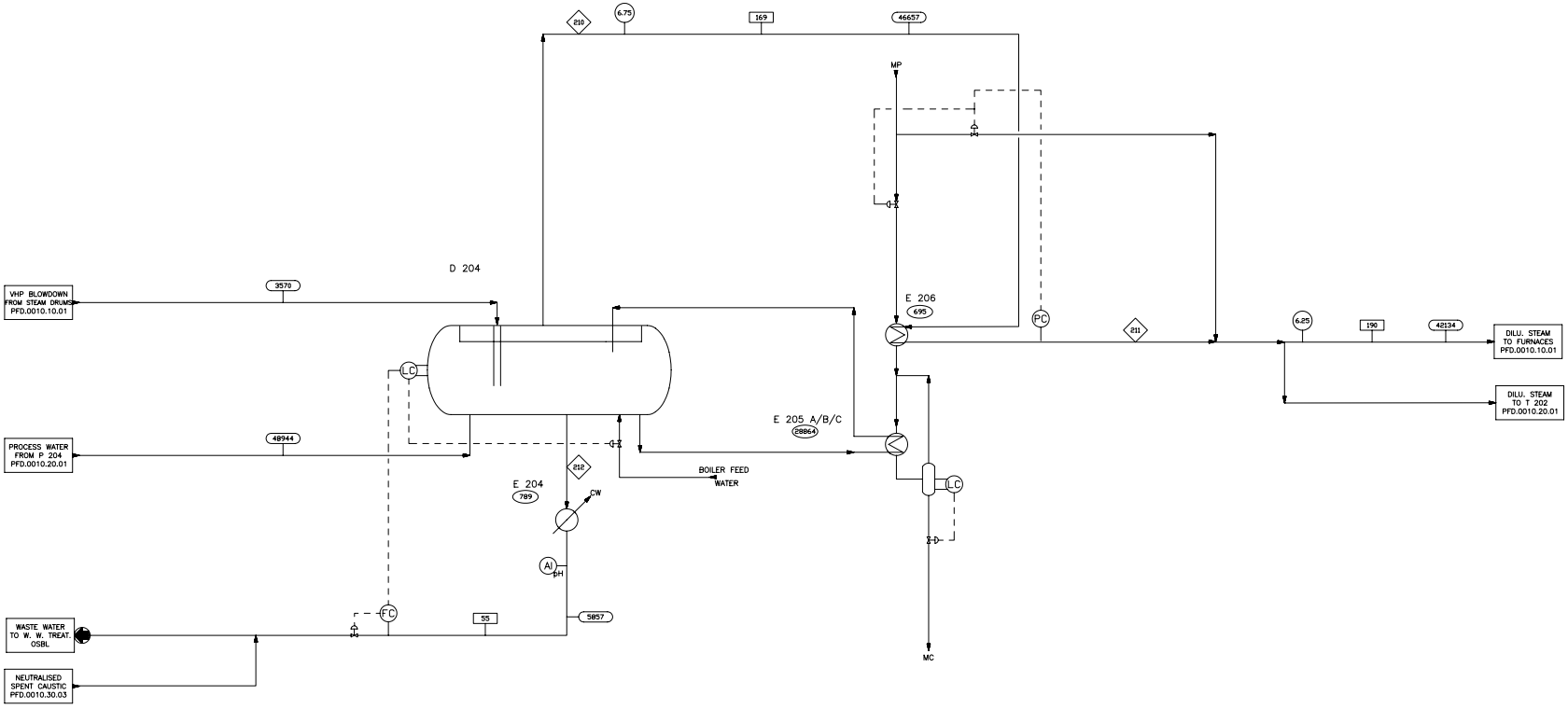
7273F000PFD0010020_1.DWG

D 204
DILUTION STEAM
DRUM

E 204
DILUTION STEAM
BLOWDOWN COOLER

E 205 A/B/C
DILUTION STEAM
GENERATORS

E 206
DILUTION STEAM
SUPERHEATER



Stream number			210	211	212
Description			DS from D 204	DS from E 206	DS blow down from D 204
Phase			Vapor	Liquid	Liquid
Vapor fraction		wt%	100,0	100,0	0,0
Operating temperature		°C	169,1	190,0	169,1
Operating pressure		bar g	6,75	6,25	6,75
Mass flow		kg/h	46657	46657	5857
Molar flow		kmol/h	2590	2590	325
Actual volume flow		m3/h	11556	13150	7
Water	MW = 18.02	wt%	100,00	100,00	100,00
Hydrogen	MW = 2.0	wt%	0,00	0,00	0,00
Methane	MW = 16.0	wt%	0,00	0,00	0,00
CO	MW = 28.0	wt%	0,00	0,00	0,00
CO2	MW = 44.0	wt%	0,00	0,00	0,00
H2S	MW = 34.1	wt%	0,00	0,00	0,00
Acetylene	MW = 26.0	wt%	0,00	0,00	0,00
Ethylene	MW = 28.0	wt%	0,00	0,00	0,00
Ethane	MW = 30.1	wt%	0,00	0,00	0,00
MAPD	MW = 40.1	wt%	0,00	0,00	0,00
Propylene	MW = 42.1	wt%	0,00	0,00	0,00
Propane	MW = 44.1	wt%	0,00	0,00	0,00
C4's	MW = 54	wt%	0,00	0,00	0,00
C5+	MW = 78	wt%	0,00	0,00	0,00
Molecular weight			18,02	18,02	18,02
Density		kg/m3	4,04	3,55	898
Viscosity		cP	0,015	0,016	0,160
Specific heat		kJ/kg °C	2,483	2,325	4,369
Thermal conductivity		W/m °C	0,030	0,034	0,682
Enthalpy		kW	-170541	-169845	-24745

NOTES

GENERAL NOTE:

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCE 7273F-000-CN-0001-2001.

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CY	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 20
DILUTION STEAM GENERATION
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°: 1

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-20-02

Scale: /

OWNER DWG. N°:

Rev: 1

7273F000PFD0010202_1.DWG

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

The content of this document being the property of Technip, it cannot be copied nor communicated to others or disclosed in whole or in part without the written authorization of Technip.

In case of any conflict between this document delivered in electronic format and the hard copy version, the latter shall prevail. No warranty is given by Technip as to the exactness or completeness of the electronic version.

P 301 A/B
LIGHT OIL PUMPS

CT 301
TURBINE OF CRACKED GAS COMPRESSOR

E 301
FIRST STAGE DISCHARGE COOLER

D 302
SECOND STAGE SUCTION DRUM

C 301
CRACKED GAS COMPRESSOR

E 302
SECOND STAGE DISCHARGE COOLER

D 303
THIRD STAGE SUCTION DRUM

E 303
THIRD STAGE DISCHARGE COOLER

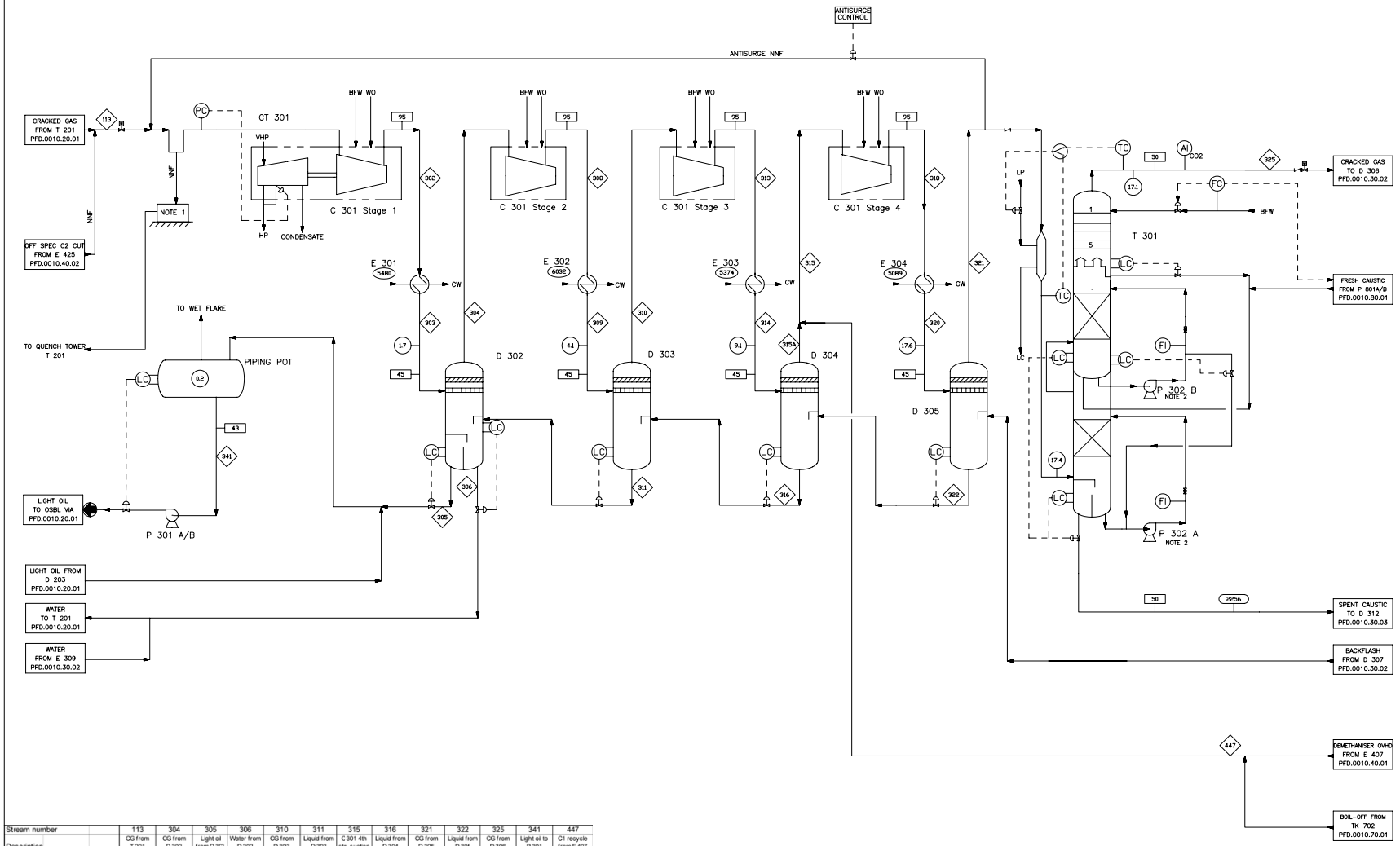
D 304
4TH STAGE SUCTION DRUM

E 304
4 TH STAGE DISCHARGE COOLER

D 305
4TH STAGE DISCHARGE DRUM

T 301
CAUSTIC WASH TOWER

P 302 A/B/C
CAUSTIC SODA CIRCULATION PUMPS
NOTE 2



NOTES

1 – PUMPING TRAP

2 – PUMP P 302 C IS THE COMMON SPARE FOR P 302 A & P 302 B

GENERAL NOTE:

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES 7273F-000-CN-0001-3001.

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (barg)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Stream number		113	304	305	306	310	311	315	316	321	322	325	341	447
Description		CG from T 201	CG from D 302	Light oil from D 302	Water from D 302	CG from D 303	Liquid from D 303	C 301 4th stg. suction	Liquid from D 304	CG from D 305	Liquid from D 305	CG from D 306	Light oil to P 301	C1 recycle from E 407
Phase		Vapor	Vapor	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
Vapor fraction	wt%	100,0	100,0	0,0	0,0	100,0	0,0	100,0	0,0	100,0	0,0	100,0	0,0	100,0
Operating temperature	°C	40,0	44,5	37,9	39,2	44,9	37,8	44,2	33,4	45,0	25,5	49,9	42,7	42,0
Operating pressure	bar g	0,50	1,63	1,63	1,63	4,08	4,08	9,01	9,01	17,52	17,52	17,09	0,20	9,40
Mass flow	kg/h	128916	127184	304	9407	125087	7708	141486	4802	141053	2864	141228	399	17511
Molar flow	kmol/h	6940	6844	3	522	6729	414	7541	254	7517	147	7529	3	874
Actual volume flow	m3/h	120019	68316	0,3	9	34624	8	19422	5	10294	3	10752	0,4	2138
Water MW = 18.0	wt%	4,75	3,46	0,01	100,00	1,84	96,12	0,84	93,96	0,54	89,74	0,70	0,01	0,00
Hydrogen MW = 2.0	wt%	3,80	3,85	0,00	0,00	3,91	0,00	3,57	0,00	3,59	0,00	3,58	0,00	0,93
Methane MW = 16	wt%	4,99	5,06	0,00	0,00	5,15	0,00	9,32	0,00	9,34	0,01	9,33	0,00	38,50
CO MW = 28.0	wt%	0,10	0,10	0,00	0,00	0,11	0,00	0,11	0,00	0,11	0,00	0,11	0,00	0,14
CO2 MW = 44.0	wt%	0,04	0,04	0,00	0,00	0,04	0,00	0,03	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S MW = 34.1	wt%	0,01	0,01	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetylene MW = 26.0	wt%	0,36	0,37	0,01	0,00	0,37	0,00	0,36	0,00	0,36	0,01	0,36	0,00	0,22
Ethylene MW = 28.0	wt%	49,25	49,92	0,30	0,00	50,76	0,03	50,64	0,12	50,80	0,50	50,74	0,07	46,50
Ethane MW = 30.1	wt%	32,15	32,59	0,56	0,00	33,14	0,04	30,99	0,15	31,09	0,48	31,05	0,16	13,65
MAPD MW = 40.1	wt%	0,02	0,02	0,02	0,00	0,02	0,00	0,02	0,00	0,02	0,00	0,02	0,01	0,00
Propylene MW = 42.1	wt%	1,10	1,11	0,26	0,00	1,13	0,01	1,01	0,03	1,01	0,06	1,01	0,13	0,04
Propane MW = 44.1	wt%	0,24	0,24	0,06	0,00	0,24	0,00	0,22	0,01	0,22	0,01	0,22	0,03	0,01
C4's MW = 54	wt%	1,75	1,77	2,75	0,00	1,80	0,12	1,59	0,20	1,60	0,36	1,60	1,84	0,00
C5+ MW = 78	wt%	1,45	1,46	96,04	0,00	1,47	3,68	1,29	5,53	1,29	8,83	1,29	97,75	0,00
Molecular weight		18,58	18,58	97,74	18,02	18,59	18,60	18,76	18,92	18,76	19,55	18,76	114,59	20,04
Density	kg/m3	1,07	1,86	917	997	3,61	994	7,28	992	13,70	986	13,14	968	8,19
Viscosity	cP	0,012	0,012	0,674	0,662	0,012	0,730	0,012	0,824	0,013	1,040	0,013	0,932	0,012
Specific heat	kJ/kg °C	2,196	2,220	1,641	4,180	2,240	4,082	2,243	4,032	2,294	3,935	2,303	1,476	2,081
Thermal conductivity	Wm °C	0,053	0,054	0,136	0,630	0,055	0,594	0,053	0,567	0,054	0,516	0,055	0,144	0,037
Enthalpy	kW	-27351	-20605	30	-41262	-12886	-32476	-15121	-19779	-13716	-11272	-14010	-27	-6215

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide to operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 30
LP COMPRESSION AND CAUSTIC WASH
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-30-01

Scale: -/-

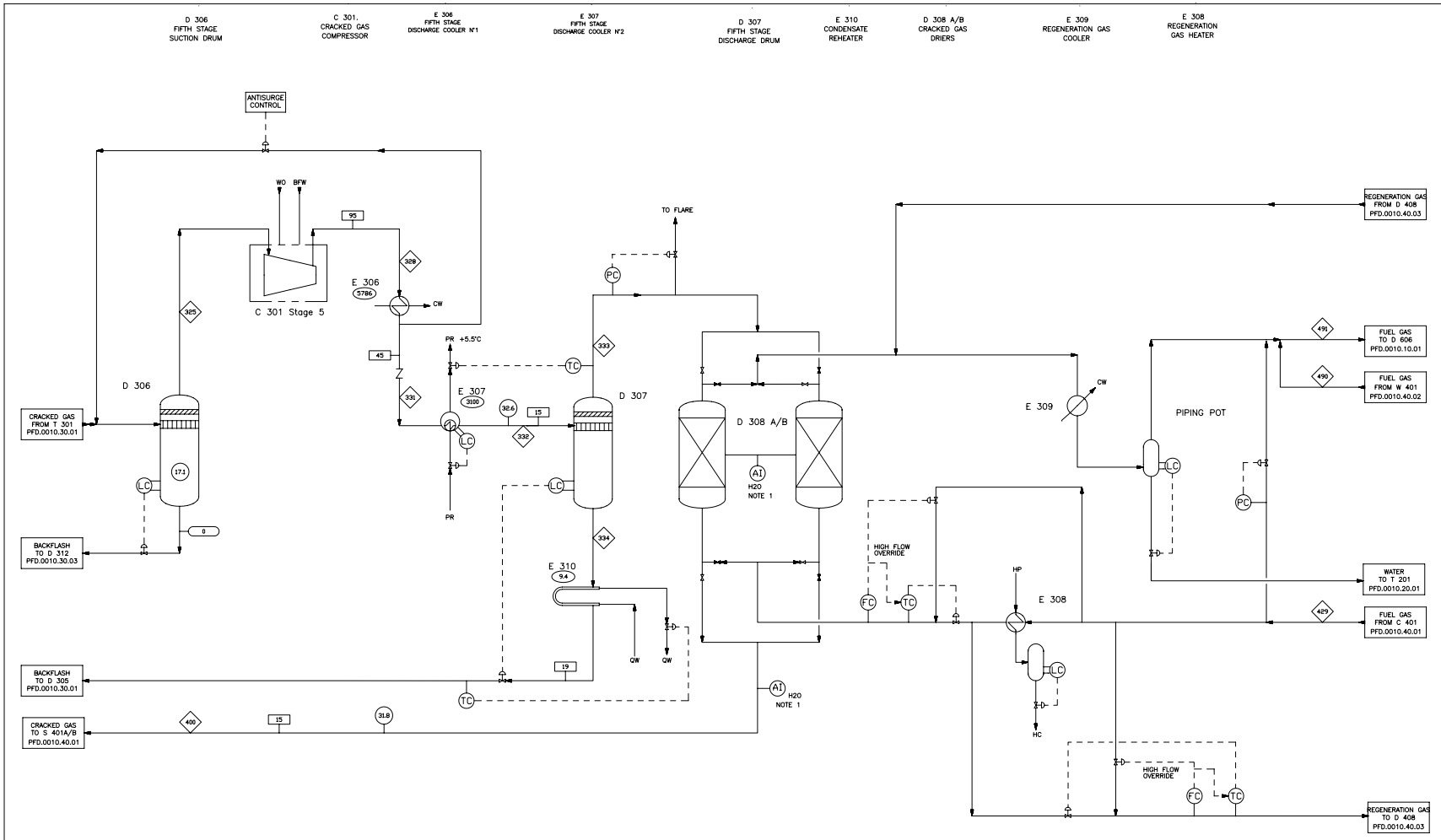
OWNER DWG. N°:

Rev: 1

7273F000PFD0010301_1.DWG

The property of this document being the property of Technip, it must not be lent, reproduced or disclosed to third parties without the express written authority of Technip, who will be happy to grant any such authorization on request.

In case of conflict between the English and any other language version of this document, the English version shall prevail.



Stream number			325	333	334	400	429	490	491
Description			CG from D 306	CG from D 307	Liquid from D 307	Dry CG to Section 40	Fuel gas from C 401	Fuel gas from W 401	Fuel gas to D 606
Phase			Vapor	Vapor	Liquid	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Vapor fraction		wt%	100,0	100,0	0,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Operating temperature		°C	49,9	15,0	15,0	14,7	48,7	38,5	48,5
Operating pressure		bar g	17,09	32,56	32,56	31,80	10,75	3,00	3,00
Mass flow		kg/h	141228	140022	2172	139940	11490	201	11691
Molar flow		kmol/h	7529	7474	108	7469	2783	32	2815
Actual volume flow		m3/h	10752	4794	2	4907	6356	208	18843
Water	MW = 18.0	wt%	0,70	0,06	86,29	0,00	0,00	0,00	0,00
Hydrogen	MW = 2.0	wt%	3,58	3,61	0,00	3,61	41,69	22,74	41,36
Methane	MW = 16.0	wt%	9,33	9,41	0,04	9,42	54,83	72,65	55,13
CO	MW = 28.0	wt%	0,11	0,11	0,00	0,11	1,13	1,50	1,14
CO2	MW = 44.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	MW = 34.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetylene	MW = 26.0	wt%	0,36	0,36	0,01	0,36	0,00	0,00	0,00
Ethylene	MW = 28.0	wt%	50,74	51,16	0,88	51,19	2,27	3,01	2,29
Ethane	MW = 30.1	wt%	31,05	31,30	0,79	31,32	0,08	0,10	0,08
MAPD	MW = 40.1	wt%	0,02	0,02	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00
Propylene	MW = 42.1	wt%	1,01	1,01	0,08	1,02	0,00	0,00	0,00
Propane	MW = 44.1	wt%	0,22	0,22	0,02	0,22	0,00	0,00	0,00
C4's	MW = 54	wt%	1,60	1,60	0,49	1,60	0,00	0,00	0,00
C5+	MW = 78	wt%	1,29	1,13	11,40	1,13	0,00	0,00	0,00
Molecular weight			18,76	18,73	20,07	18,74	4,13	6,26	4,15
Density		kg/m3	13,14	29,21	983	28,52	1,81	0,97	0,62
Viscosity		cP	0,013	0,012	1,399	0,012	0,010	0,010	0,010
Specific heat		kJ/kg °C	2,303	2,369	3,859	2,362	7,241	4,937	7,185
Thermal conductivity		W/m °C	0,055	0,051	0,472	0,051	0,148	0,115	0,147
Enthalpy		kW	-14010	-14445	-8233	-14138	-7643	-186	-7829

NOTES

1 – TO COMMON ANALYSER

GENERAL NOTE:

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES 7273F-000-CN-0001-3001.

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 30
HP COMPRESSION AND DRYING
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-30-02

Scale: /

OWNER DWG. N°:

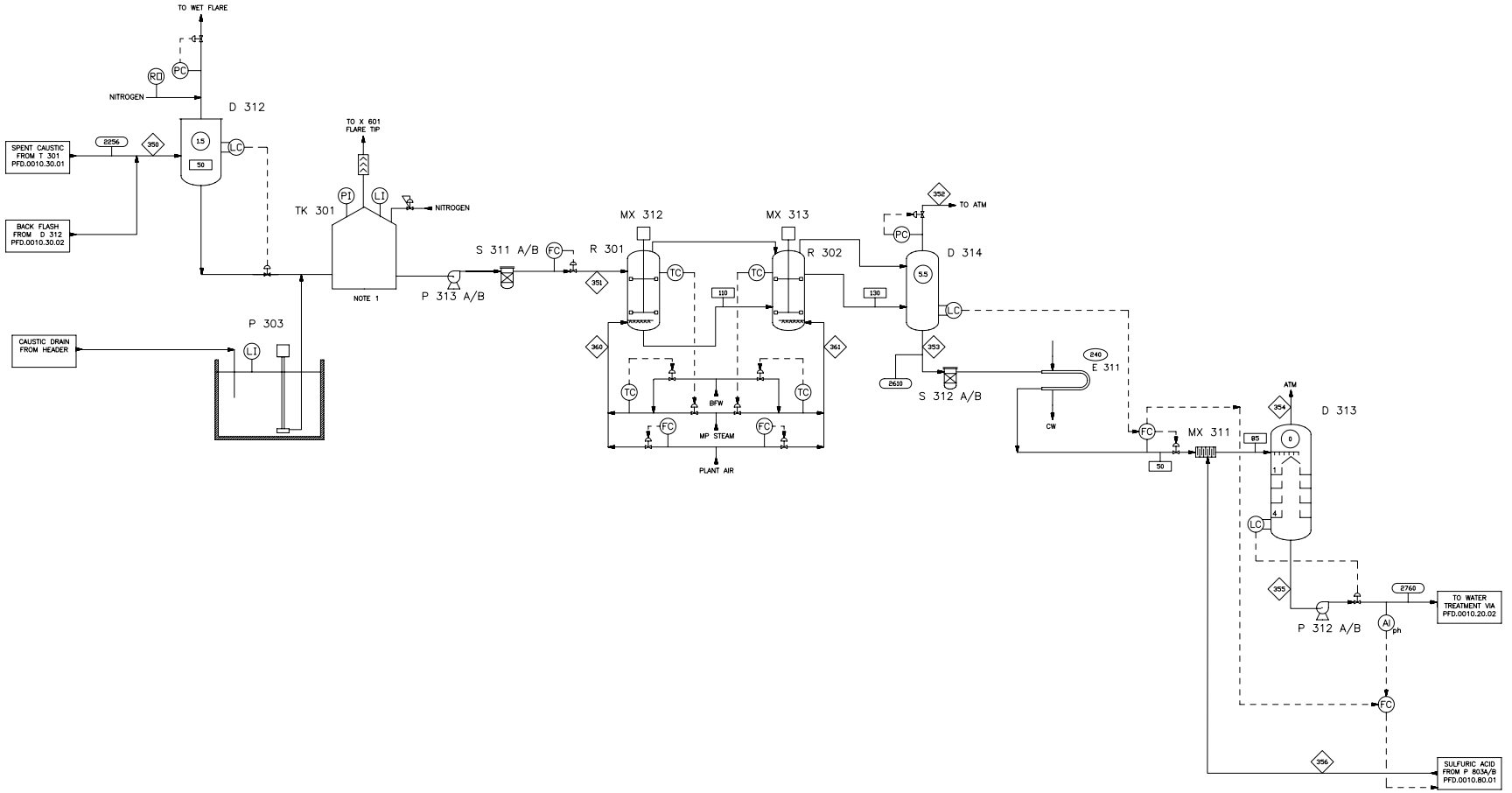
Rev: 1

7273F000PFD0010302_1.DWG

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

The content of this document being the property of Technip, it must not be used, reproduced or disclosed to others without written authorization from Technip.

D 312 SPENT CAUSTIC FLASH DRUM | P 303 CAUSTIC DRAIN PUMP | TK 301 SPENT CAUSTIC STORAGE TANK | P 313 A/B OXIDIZER FEED PUMPS | S 311 A/B SPENT CAUSTIC FILTER | R 301 CAUSTIC OXIDIZER N°1 | MX 312 MECHANICAL AGITATOR OF CAUSTIC OXIDIZER N°1 | MX 313 MECHANICAL AGITATOR OF CAUSTIC OXIDIZER N°2 | R 302 CAUSTIC OXIDIZER N°2 | D 314 CAUSTIC OXIDIZER EFFLUENT SEPARATOR | S 312 A/B CAUSTIC OXIDIZER EFFLUENT FILTER | E 311 CAUSTIC OXIDIZER EFFLUENT COOLER | MX 311 CAUSTIC NEUTRALISATION MIXER | D 313 SPENT CAUSTIC DEGASSING VESSEL | P 312 A/B SPENT CAUSTIC PUMPS



Stream number		350	351	352	353	354	355	356	360	361
Description		Spent caustic from T 301	R 301 feed inlet	R 302 gas effluent	R 302 liquid effluent	D 313 gas effluent	D 313 liquid effluent	Acid to MX 311	Gas to R 301	Gas to R 302
Phase		Liquid	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor
Vapor fraction	wt%	0,0	0,0	100,0	0,0	100,0	0,0	0,0	100,0	100,0
Operating temperature	°C	50,0	30,0	126,6	130,0	85,0	85,0	48,0	146,3	143,3
Operating pressure	bar g	1,50	5,50	0,10	5,50	0,10	0,30	2,20	5,50	5,50
Mass flow	kg/h	2256	2256	554	2592	80	2741	229	525	365
Molar flow	kmol/h	115	115	23	133	3	134	3	24	16
Actual volume flow	m3/h	2,2	2,2	686	2,4	75	2,8	0,3	127	86
H2O MW = 18.0	wt%	88,99	88,99	29,78	89,43	35,96	85,92	2,00	55,62	49,86
NaOH MW = 40.1	wt%	4,01	4,01	0,00	3,49	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na2CO3 MW = 106	wt%	5,46	5,46	0,00	4,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na2S MW = 78	wt%	1,53	1,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na2S2O3 MW = 158	wt%	0,00	0,00	0,00	0,14	0,00	0,13	0,00	0,00	0,00
Na2SO4 MW = 142	wt%	0,00	0,00	0,00	2,19	0,00	13,95	0,00	0,00	0,00
H2SO4 MW = 98	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	98,00	0,00	0,00
O2 MW = 32	wt%	0,00	0,00	12,64	0,00	0,00	0,00	0,00	11,65	13,16
N2 MW = 28	wt%	0,00	0,00	57,58	0,00	0,00	0,00	0,00	32,73	36,98
CO2 MW = 44	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	64,04	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular weight		19,55	19,55	24,37	19,54	28,97	20,49	89,96	21,64	22,22
Density	kg/m3	1030	1039	0,81	1076	1,07	974	815	4,13	4,26
Viscosity	cP	0,690	1,000	0,017	0,270	0,012	0,370	0,400	0,014	0,015
Specific heat	kJ/kg °C	4,190	4,180	1,309	4,170	1,301	4,170	3,552	1,724	1,639
Thermal conductivity	W/m °C	0,637	0,613	0,031	0,580	0,022	0,580	0,641	0,030	0,030
Enthalpy	kW	123	58	-595	-1339	-232	-1014	201	-1064	-662

NOTES

1 – SPENT CAUSTIC SOLUTION (2–4% wt) WITH DISSOLVED CO2.

GENERAL NOTE:

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES 7273F-000-CN-0001-3001.

LEGEND:

STREAM NUMBER
PRESSURE (bar g)
TEMPERATURE (°C)
DUTY (KW)
FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 30
SPENT CAUSTIC WET OXIDIZER PACKAGE
PROCESS FLOW DIAGRAM

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-30-03

OWNER DWG. N°:

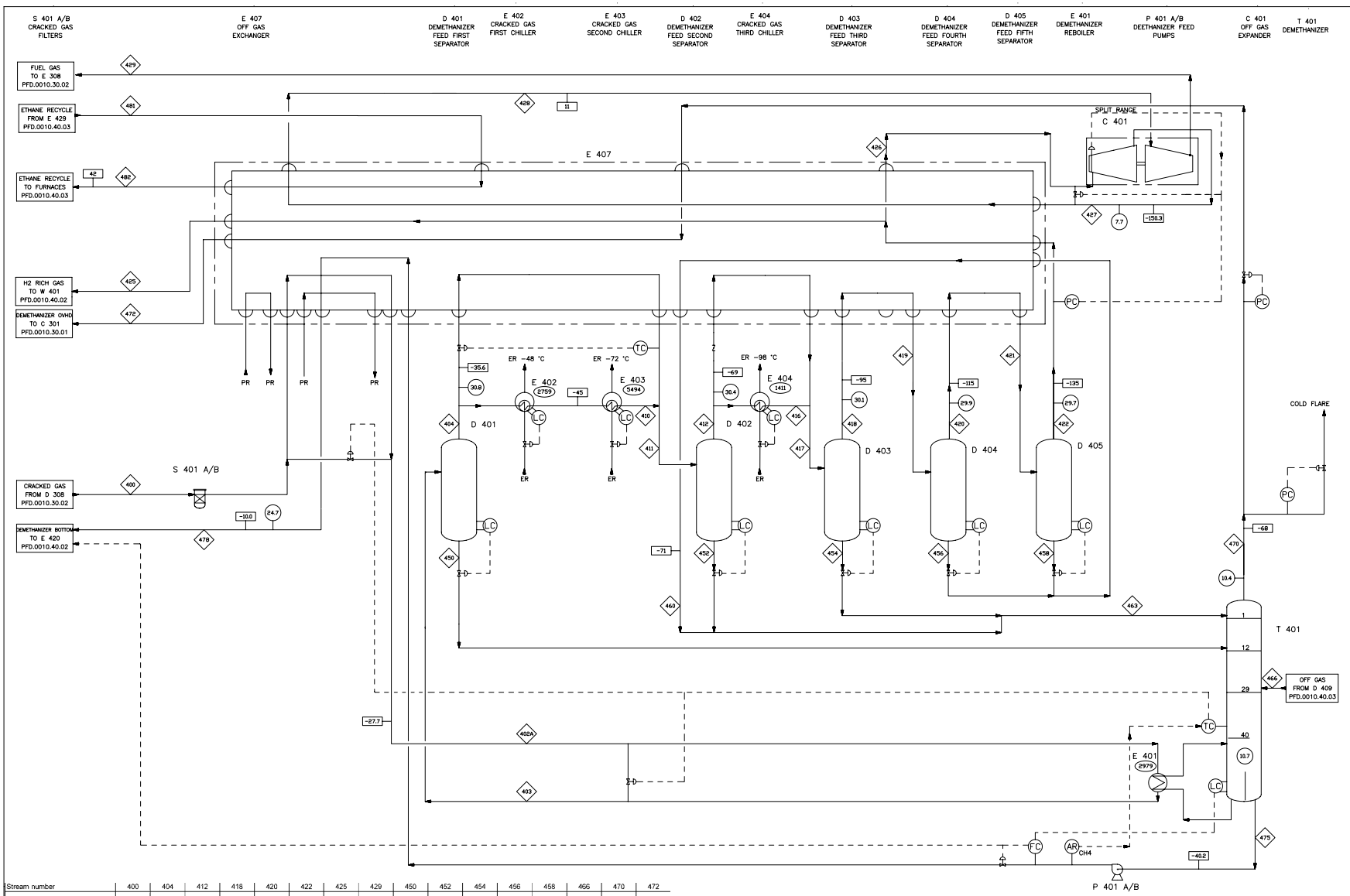
Status of Dwg: /
Sheet N°: /
Scale: /
Rev.: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

The property of this document belong the Technip Group. It cannot be copied or communicated to a third party without the written authorization of Technip.

In case of discrepancy, this is a document delivered in electronic format. Technip only guarantees the conformity of the last printed version. It is not liable for the use of any non updated or illegible version.

7273F000PT00103003_1.DVG



Stream number		400	404	412	418	420	422	425	429	450	452	454	456	458	466	470	472
Description		CG from D308	CG from D401	CG from D402	CG from D403	CG from D404	D405 ovhd	H2 to W401	Fuel Gas to E308	Liquid from D401	Liquid from D402	Liquid from D403	Liquid from D404	Liquid from D405	Off gas from D409	T401 ovhd to E407	T401 ovhd from E407
Phase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor	Vapor
Vapor fraction	wt%	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	100,0	100,0	100,0
Operating temperature	°C	14,7	-35,5	-69,0	-95,0	-115,0	-135,0	42,0	48,7	-35,5	-69,0	-95,0	-115,0	-135,0	-46,7	-68,0	42,0
Operating pressure	bar g	31,80	30,85	30,40	30,10	29,90	29,75	29,60	10,75	30,85	30,40	30,10	29,90	29,75	10,70	10,40	9,40
Mass flow	kg/h	139941	99655	32747	18182	13861	11740	250	11490	40286	66908	14665	4321	2120	500	17511	17511
Molar flow	kmol/h	7469	6111	3666	3114	2942	2844	61	2783	1359	2445	551	172	98	18	874	874
Actual volume flow	m3/h	4908	3289	1879	1440	1219	1027	52	6348	85	135	28	8	4	24	1153	2138
Water	MW = 18.0 wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hydrogen	MW = 2.0 wt%	3,61	5,03	15,03	26,97	35,34	41,69	41,69	41,69	0,11	0,14	0,13	0,13	0,16	0,12	0,93	0,93
Methane	MW = 16.0 wt%	9,42	12,30	27,81	43,43	52,27	54,83	54,83	54,83	2,29	4,71	8,32	15,06	38,13	0,77	38,50	38,50
CO	MW = 28 wt%	0,11	0,15	0,43	0,75	0,97	1,13	1,13	1,13	0,01	0,02	0,03	0,05	0,10	0,04	0,14	0,14
CO2	MW = 44.0 wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	MW = 34.1 wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetylene	MW = 26.0 wt%	0,36	0,35	0,21	0,08	0,02	0,00	0,00	0,00	0,39	0,41	0,37	0,28	0,14	0,00	0,22	0,22
Ethylene	MW = 28.0 wt%	51,19	53,19	42,62	24,33	10,44	2,27	2,27	2,27	46,24	58,37	65,44	68,89	55,64	99,05	46,50	46,50
Ethane	MW = 30.1 wt%	31,32	28,16	13,84	4,44	0,96	0,08	0,08	0,08	39,14	35,17	25,58	15,59	5,84	0,01	13,65	13,65
MAPD	MW = 40.1 wt%	0,02	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,06	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propylene	MW = 42.1 wt%	1,02	0,47	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,38	0,67	0,10	0,01	0,00	0,00	0,04	0,04
Propane	MW = 44.1 wt%	0,22	0,09	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,54	0,13	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01
C4's	MW = 54 wt%	1,60	0,24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,98	0,35	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C5+	MW = 78 wt%	1,13	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,87	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular weight		18,74	16,31	8,93	5,84	4,71	4,13	4,13	4,13	29,65	27,37	26,41	25,06	21,55	27,47	20,04	20,04
Density	kg/m3	28,51	30,30	17,43	12,63	11,37	11,43	4,78	1,81	473	497	523	532	501	20,70	15,19	8,19
Viscosity	cP	0,012	0,010	0,008	0,007	0,006	0,005	0,010	0,010	0,083	0,100	0,127	0,149	0,141	0,008	0,008	0,012
Specific heat	kJ/kg °C	2,362	2,541	3,634	5,093	6,126	6,939	7,261	7,241	2,725	2,656	2,617	2,665	2,933	1,866	2,061	2,081
Thermal conductivity	W/m °C	0,051	0,050	0,072	0,081	0,081	0,077	0,147	0,148	0,112	0,136	0,157	0,174	0,182	0,017	0,023	0,037
Enthalpy	kW	-14134	-14559	-11361	-11856	-12255	-12010	-170	-7642	-7944	-12486	-2065	-644	-980	231	-7302	-6215

GENERAL NOTE

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES 7273F-000-CN-0001-4001

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	DMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE:
SECTION 40
ETHYLENE RECOVERY
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-40-01

Scale: /

OWNER DWG. N°:

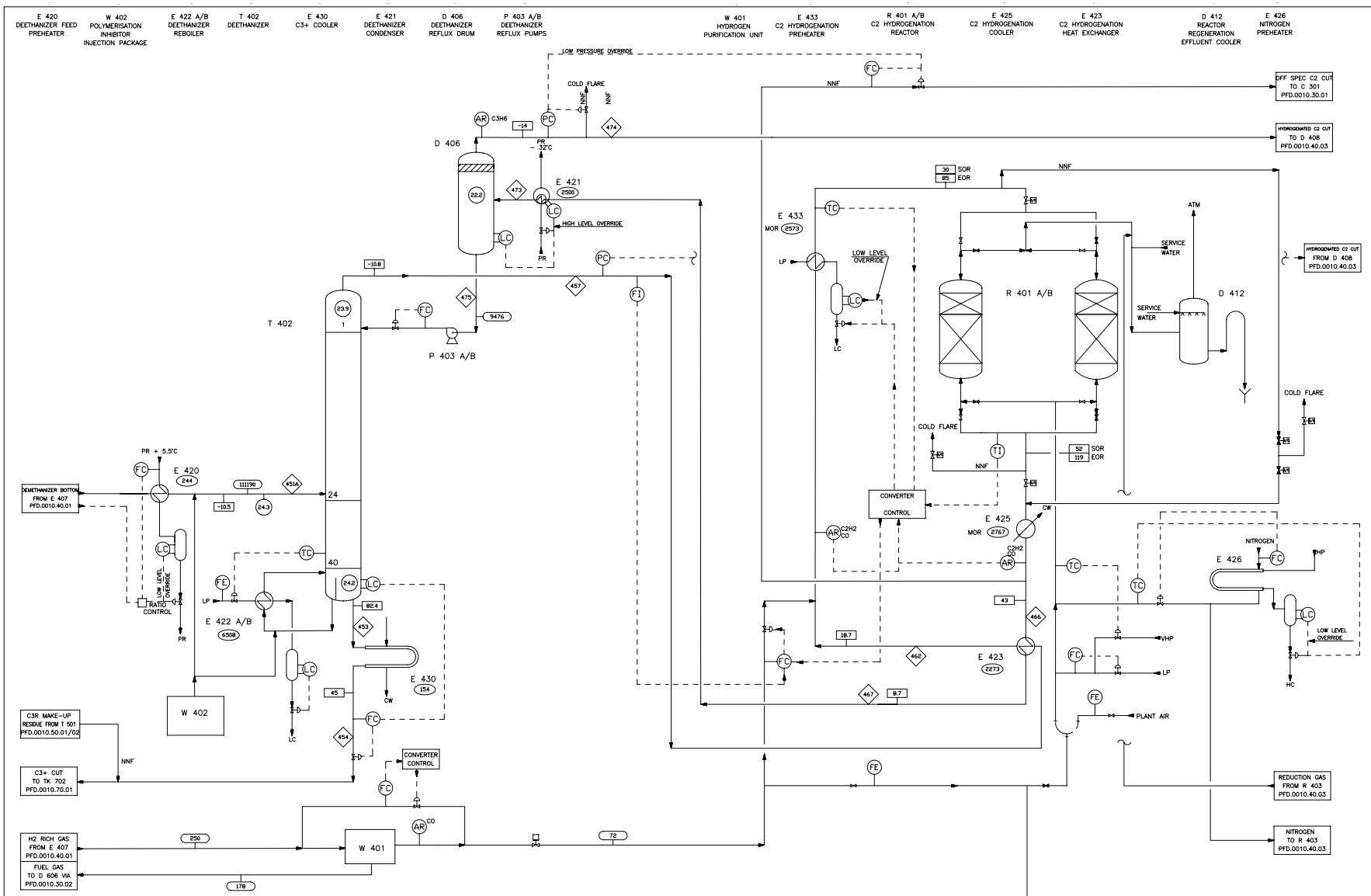
Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

7273F000PFD00104001_1.Dwg

The content of this document being the property of Technip, it cannot be copied and is not to be disclosed to others or employed in any manner whatsoever without our written consent.

In case this copy is lent or this document is surrendered to the employee, it has to be returned to us on request and we reserve the right to claim damages.



Stream number		451a	454	457	466	473	474	475
Description		T402 feed	C3+ from E430	T402 over head	Hydrog. C2 cut to E423	Hydrog. C2 cut to D406	Hydrog. C2 cut to D408	T402 reflux
Phase		Mixed	Liquid	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Liquid
Vapor fraction	wt%	37,1	0,0	100,0	100,0	91,7	100,0	0,0
Operating temperature	°C	-10,5	45,0	-10,8	43,0	-14,0	-14,0	-14,0
Operating pressure	bar g	24,29	23,80	23,90	22,64	22,23	22,23	22,23
Mass flow	kg/h	111189	5952	114713	114769	114789	105313	9476
Molar flow	kmol/h	3770	116	3981	3982	3982	3655	327
Actual volume flow	m3/h	1004	10	2358	3745	2370	2348	22
Water MW = 18.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hydrogen MW = 2.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Methane MW = 16.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO MW = 28.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2 MW = 44.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S MW = 34.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetylene MW = 26.0	wt%	0,42	0,01	0,40	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethylene MW = 28.0	wt%	57,31	0,12	59,85	59,90	59,90	60,59	52,13
Ethane MW = 30.1	wt%	37,26	7,00	39,70	40,04	40,04	39,35	47,71
MAPD MW = 40.1	wt%	0,03	0,51	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propylene MW = 42.1	wt%	1,27	23,02	0,05	0,05	0,05	0,04	0,14
Propane MW = 44.1	wt%	0,27	5,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01
C4's MW = 54	wt%	2,02	37,71	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C5+ MW = 78	wt%	1,42	26,56	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular weight		29,49	51,29	28,91	28,83	28,83	28,82	29,00
Density	kg/m3	111	581	48,7	30,7	48,4	44,9	423
Viscosity	cP	-	0,115	0,010	0,011	-	0,010	0,083
Specific heat	kJ/kg °C	3,042	2,362	2,821	2,023	2,720	2,675	3,226
Thermal conductivity	W/m °C	-	0,092	0,022	0,026	-	0,021	0,097
Enthalpy	kW	-7005	478	-3228	-679	-5452	-3335	-2116

GENERAL NOTE

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES 7273F-000-CN-0001-4002

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (barg)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 40
ETHYLENE PURIFICATION
PROCESS FLOW DIAGRAM

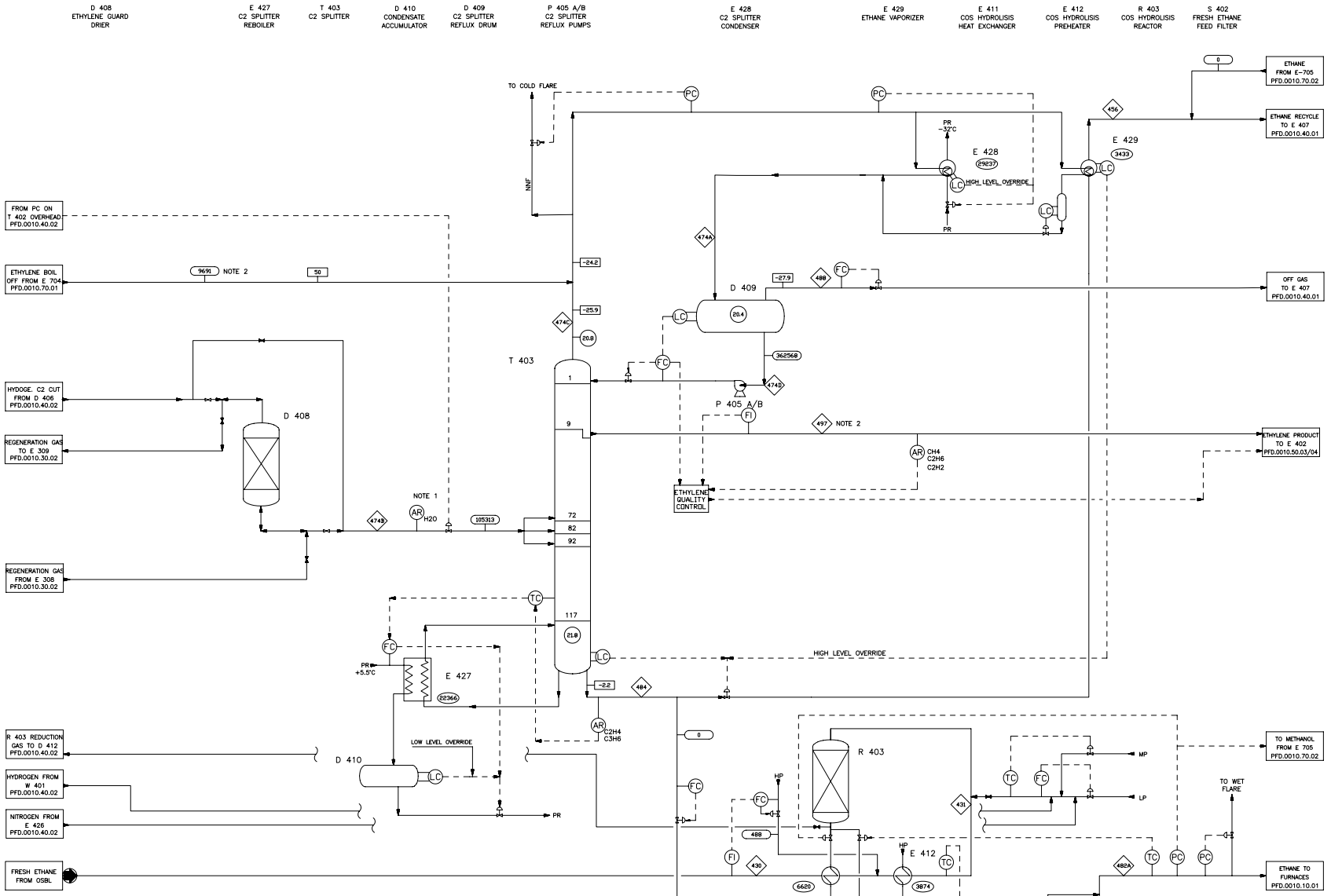
Status of Dwg: -
Sheet N°: -
Scale: -/-
Rev: 1

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-40-02
OWNER DWG. N°:

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

7273F040PFD001002_1.dwg

The property of this document being the property of Technip, it must not be lent, reproduced or disclosed to third parties without the express written authority of Technip, whose rights in the same are reserved. In the event of publication, the following notice shall apply: © Technip



Stream number		430	431	432	456	474b	484	488	497
Description		Fresh ethane	Ethane from E 412	Ethane COS free	Ethane from E429	Hydrog C2 cut to T403	Ethane from T403	Off gas from D409	Ethylene from T403
Phase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Liquid	Vapor	Liquid
Vapor fraction	wt%	100,0	100,0	100,0	100,0	99,8	0,0	100,0	0,0
Operating temperature	°C	11,0	200,0	61,6	-39,2	-16,1	-2,2	-27,9	-25,7
Operating pressure	bar g	29,00	28,60	6,51	6,90	21,50	21,80	20,40	20,83
Mass flow	kg/h	81115	81603	81603	41665	105313	41665	500	72839
Molar flow	kmol/h	2711	2738	2738	1386	3655	1386	18	2596
Actual volume flow	m3/h	1351	3447	9692	2932	2423	102	12	170
Water MW = 18.0	wt%	0,00	0,60	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hydrogen MW = 2.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,12	0,00
Methane MW = 16.0	wt%	1,52	1,51	1,51	0,00	0,00	0,00	0,76	0,00
CO MW = 28	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00
CO2 MW = 44.0	wt%	0,04	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S MW = 34.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetylene MW = 26.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethylene MW = 28.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,50	60,59	0,50	99,07	99,95
Ethane MW = 30.1	wt%	95,83	95,25	95,25	99,38	39,35	99,38	0,01	0,05
MAPD MW = 40.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propylene MW = 42.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,11	0,04	0,11	0,00	0,00
Propane MW = 44.1	wt%	2,61	2,59	2,59	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00
C4's MW = 54	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C5+ MW = 76	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular weight		29,92	29,81	29,81	30,07	28,82	30,07	27,47	28,05
Density	kg/m3	60,04	23,67	8,42	14,21	43,46	407	40,02	429
Viscosity	cP	0,011	0,016	0,011	0,008	0,010	0,064	0,010	0,061
Specific heat	kJ/kg °C	3,327	2,575	1,979	1,869	2,641	3,431	2,393	3,194
Thermal conductivity	W/m °C	0,025	0,046	0,026	0,016	0,021	0,090	0,021	0,106
Enthalpy	kW	-66542	-57891	-54480	-33858	-3376	-37296	231	28426

NOTES:

1 – TO CRACKED GAS MOISTURE ANALYSER

2 – FLOWRATE CORRESPONDING TO THE DESIGN BASIS USED FOR C2 SPLITER SYSTEM. WITH ACTUAL JETTY LOCTION, MAXIMUM BOG FROM E 704 IS 6400 KG/H, AND MAXIMUM ETHYLENE RUNDOWN IS 69548 KG/H

GENERAL NOTE

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES 7273F-000-CN-0001-4002

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	DMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 40
C2 SPLITTER
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-40-03

Scale: /

OWNER DWG. N°:

Rev: 1

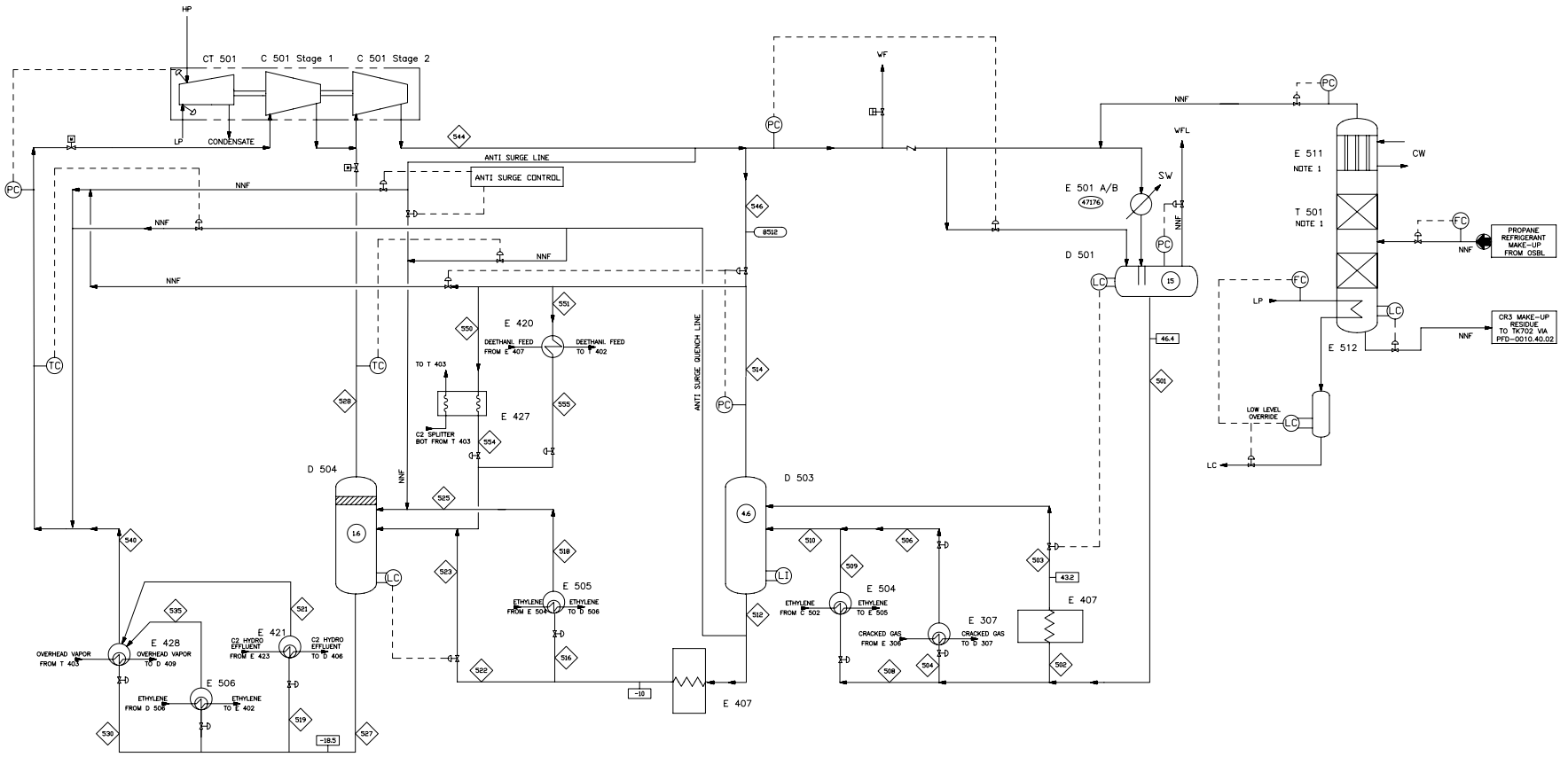
These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

The contents of this document belong to the Technip Group of companies and may not be disclosed to others or reproduced in any manner.

In case there exists any agreement between the Technip Group of companies and the recipient, the latter may only use this document for the purpose and to the extent agreed to by Technip.

7273F009PFD0010403_1.Dwg

E 428 C2 SPLITTER CONDENSER | E 506 ETHYLENE REFRIGERANT SUBCOOLER | C 501 PROPANE REFRIGERANT COMPRESSOR | E 427 C2 SPLITTER REBOILER | CT 501 TURBINE OF PROPANE REFRIGERANT COMPRESSOR | E 505 ETHYLENE REFRIGERANT CONDENSER | E 420 DEETHANIZER FEED PREHEATER | D 504 PROPANE REFRIGERANT SECOND LEVEL DRUM | E 421 DEETHANIZER CONDENSER | E 407 OFF GAS EXCHANGER | D 503 PROPANE REFRIGERANT THIRD LEVEL DRUM | E 504 ETHYLENE REFRIGERANT DESUPERHEATER | E 501 A/B PROPANE REFRIGERANT CONDENSER | E 307 FIFTH STAGE DISCHARGE COOLER N°2 | D 501 PROPANE REFRIGERANT SEAL DRUM | E 511 C3R PURIFIER CONDENSER NOTE 1 | T 501 C3R PURIFIER NOTE 1 | E 512 C3R PURIFIER REBOILER NOTE 1



Stream number		501	512	514	527	528	540	544	546	550	551
Description		Propane from D501	Liq. propane from D503	Vap propane from D503	Liq. propane from D504	C501 2nd stage side in	C501 first stage in	C501 discharge	C501 disch. to E420/E427	Propane to E427	Propane to E420
Phase		Liquid	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Vapor fraction	wt%	0,0	0,0	100,0	0,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Operating temperature	°C	46,4	5,3	5,4	-18,5	-18,1	-32,0	76,1	76,1	7,7	7,7
Operating pressure	bar g	15,01	4,58	4,58	1,61	1,61	0,55	15,91	15,91	4,58	4,58
Mass flow	kg/h	483215	275066	208149	320211	171516	320211	491726	8512	214317	2344
Molar flow	kmol/h	10965	6237	4728	7265	3894	7265	11158	193	4868	53
Actual volume flow	m3/h	1060	527	17282	579	29482	89882	15299	265	17995	197
Water MW = 18.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hydrogen MW = 2.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Methane MW = 16.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO MW = 28	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2 MW = 44.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S MW = 34.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetylene MW = 26.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethylene MW = 28.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethane MW = 30.1	wt%	0,30	0,17	0,47	0,25	0,40	0,25	0,30	0,30	0,47	0,47
MAPD MW = 40.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propylene MW = 42.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propane MW = 44.1	wt%	99,40	99,46	99,31	99,45	99,30	99,45	99,40	99,40	99,31	99,31
C4's MW = 54	wt%	0,30	0,37	0,22	0,30	0,31	0,30	0,30	0,30	0,22	0,22
C5+ MW = 78	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular weight		44,07	44,10	44,02	44,08	44,05	44,08	44,07	44,07	44,02	44,02
Density	kg/m3	455,68	521,60	12,04	552,86	5,82	3,56	32,14	32,14	11,91	11,91
Viscosity	cP	0,081	0,121	0,008	0,153	0,007	0,007	0,010	0,010	0,008	0,008
Specific heat	kJ/kg °C	2,980	2,565	1,824	2,434	1,626	1,528	2,275	2,275	1,825	1,825
Thermal conductivity	W/m °C	0,082	0,106	0,016	0,120	0,014	0,013	0,025	0,025	0,017	0,017
Enthalpy	kW	-357652	-212144	-139449	-252299	-116173	-218302	-315106	-5454	-143335	-1568

NOTES

1 – NEW ITEM NOT INCLUED IN INITIAL SCOPE OF SUPPLY.

GENERAL NOTE

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES 7273F-000-CN-0001-5001

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (barg)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 50 - PROPANE REFRIGERANT CYLE
ETHYLENE PRODUCT 100% LIQUID TO STORAGE
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg: -
Sheet N°: -
Scale: -/-
Rev: 1

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-50-01

OWNER DWG. N°:

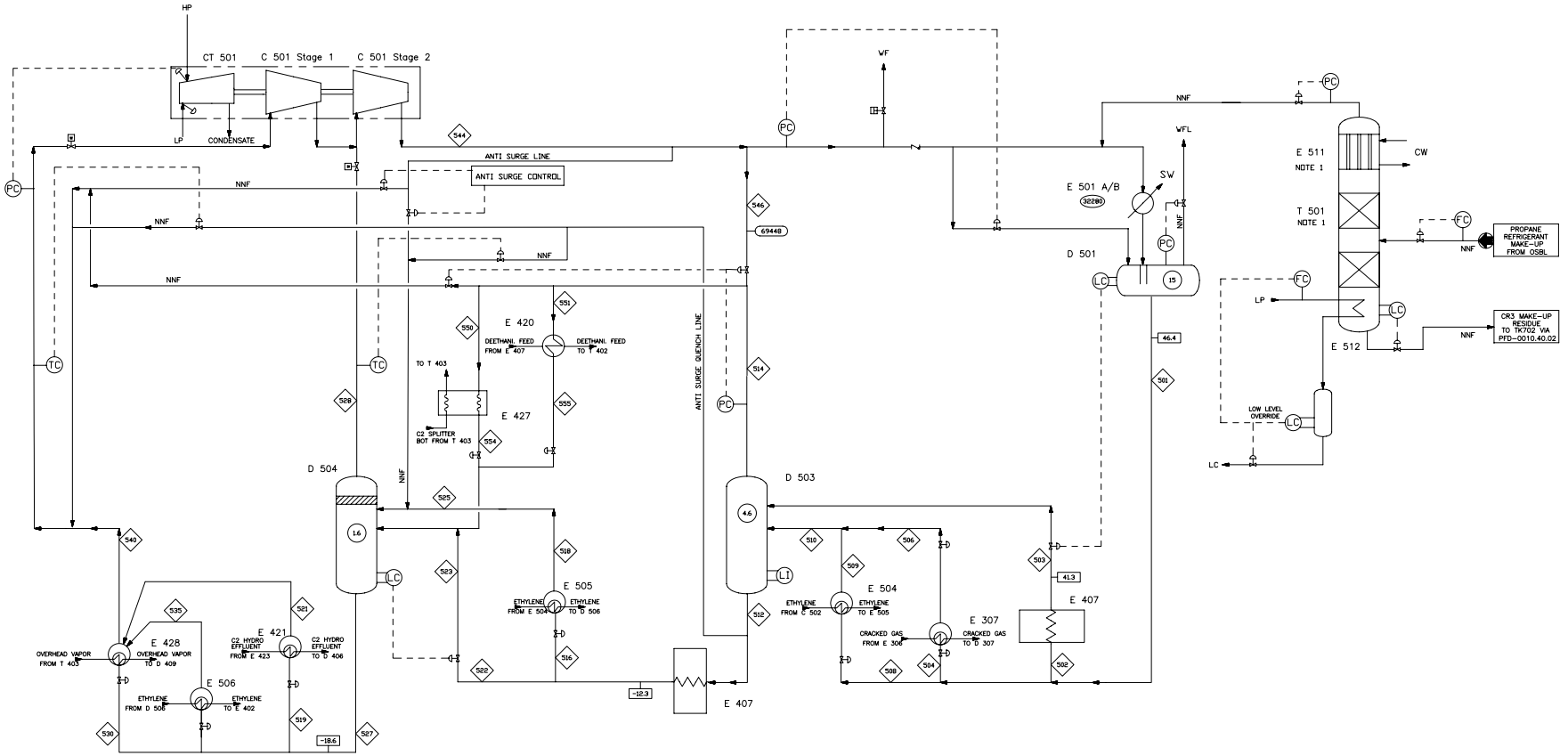
These process data are for design purpose only, and while useful as a guide to operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

The content of this document being the property of Technip, it cannot be copied and is not to be communicated to any third party without the written authorization of Technip.

La reproduction et la communication de ce document à tout tiers sont interdites sans autorisation écrite préalable de Technip. Tous droits réservés.

7273F000PF00010500_1.Dwg

E 428 C2 SPLITTER CONDENSER | E 506 ETHYLENE REFRIGERANT SUBCOOLER | C 501 PROPANE REFRIGERANT COMPRESSOR | E 427 C2 SPLITTER REBOILER | CT 501 TURBINE OF PROPANE REFRIGERANT COMPRESSOR | E 505 ETHYLENE REFRIGERANT CONDENSER | E 420 DEETHANIZER FEED PREHEATER | D 504 PROPANE REFRIGERANT SECOND LEVEL DRUM | E 421 DEETHANIZER CONDENSER | E 407 OFF GAS EXCHANGER | D 503 PROPANE REFRIGERANT THIRD LEVEL DRUM | E 504 ETHYLENE REFRIGERANT DESUPERHEATER | E 501 A/B PROPANE REFRIGERANT CONDENSER | E 307 FIFTH STAGE DISCHARGE COOLER N°2 | D 501 PROPANE REFRIGERANT SEAL DRUM | E 511 C3R PURIFIER CONDENSER NOTE 1 | T 501 C3R PURIFIER NOTE 1 | E 512 C3R PURIFIER REBOILER NOTE 1



Stream number			501	512	514	527	528	540	544	546	550	551
Description			Propane from D501	Liq. propane from D503	Vap propane from D503	Liq. propane from D504	C501 2nd stage side in	C501 first stage in	C501 discharge	C501 disch. to E420/E427	Propane to E427	Propane to E420
Phase			Liquid	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Vapor fraction		wt%	0,0	0,0	100,0	0,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Mass flow		kg/h	313149	178054	135095	303971	84126	305835	389961	69448	195818	8725
Molar flow		kmol/h	7112	4040	3072	6900	1914	6942	8856	1577	4451	198
Actual volume flow		m3/h	688	341	11196	550	14833	85683	12412	2210	17938	799
Operating temperature		°C	46,4	5,2	5,5	-18,6	-12,5	-32,0	81,2	81,2	26,8	26,8
Operating pressure		bar g	15,1	4,6	4,6	1,6	1,6	0,5	16,0	16,0	4,6	4,6
Water	MW = 18.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hydrogen	MW = 2.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Methane	MW = 16.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	MW = 28	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	MW = 44.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	MW = 34.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetylene	MW = 26.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethylene	MW = 28.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethane	MW = 30.1	wt%	0,44	0,25	0,69	0,34	0,81	0,34	0,44	0,44	0,60	0,60
MAPD	MW = 40.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propylene	MW = 42.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propane	MW = 44.1	wt%	99,33	99.47	99,15	99,42	99,00	99,42	99,33	99,33	99,21	99,21
C4's	MW = 54	wt%	0,23	0,28	0,17	0,24	0,19	0,24	0,23	0,23	0,19	0,19
C5+	MW = 78	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular weight			44,03	44,07	43,97	44,05	43,95	44,05	44,03	44,03	43,99	43,99
Density		kg/m3	455	522	12,07	553	5,67	3,57	31,42	31,42	10,92	10,92
Viscosity		cP	0,081	0,121	0,008	0,153	0,007	0,007	0,011	0,011	0,008	0,008
Specific heat		kJ/kg °C	2,982	2,565	1,824	2,434	1,641	1,528	2,269	2,269	1,855	1,855
Thermal conductivity		W/m °C	0,082	0,106	0,016	0,120	0,014	0,013	0,026	0,026	0,019	0,019
Enthalpy		kW	-231834	-137354	-90544	-239560	-56815	-208541	-248734	-44297	-129090	-5752

NOTES

1 – NEW ITEM NOT INCLUED IN INITIAL SCOPE OF SUPPLY.

GENERAL NOTE

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES 7273F-000-CN-0001-5002

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (barg)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

The property of this document being the property of Technip, it must not be lent, reproduced or disclosed to third parties without its written permission.

In case there exists or arises any conflict between the English and French texts, the English text shall prevail.

Ce document est la propriété de Technip. Il ne doit pas être prêté ni reproduit sans autorisation écrite. Il ne peut être communiqué à des tiers sans notre accord préalable écrit.

En cas de divergence entre les textes français et anglais, le texte anglais fera foi.

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide to operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

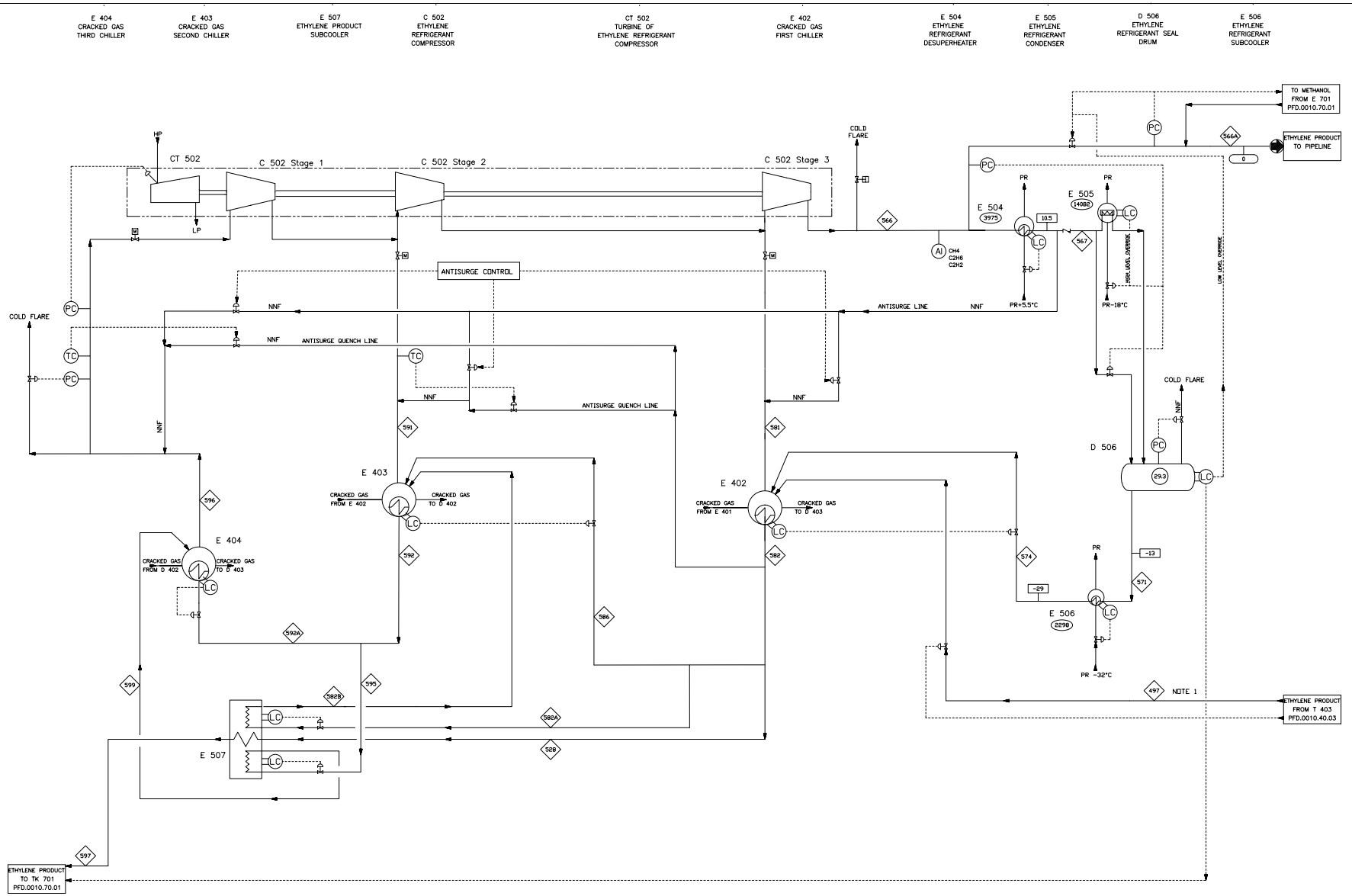
DRAWING TITLE: SECTION 50 - PROPANE REFRIGERANT CYLE ETHYLENE PRODUCT EXPORTED 100% VAPOR
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg: -
Sheet N°: -

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-50-02
Scale: -/-

OWNER DWG. N°:
Rev.: 1

7273F000PFD0105002_1.Dwg



Stream number		497	566	566a	571	581	582	591	592	596	597
Description		Ethylene from T403	C502 discharge	ethy. prod. to OSBL	ethylene from D506	C501 3rd stage side in	Ethylene from E402	C501 2nd stage side in	Ethylene from E403	C502 1st stage in	ethyl prod to TK701
Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid
Vapor fraction	wt%	0,0	100,0	100,0	0,0	100,0	0,0	100,0	0,0	100,0	0,0
Mass flow	kg/h	72839	155578	0	155578	61153	167264	70156	24270	24270	72839
Molar flow	kmol/h	2595	5546	0	5546	2180	5962	2501	865	865	2595
Actual volume flow	m3/h	170	4098	0	395	2951	350	7914	47	8505	131
Operating temperature	°C	-25,7	55,0	53,3	-13,0	-48,0	-48,0	-72,0	-72,0	-98,0	-96,0
Operating pressure	bar g	20,83	30,11	28,00	29,26	10,33	10,33	3,78	3,78	0,42	10,18
Water MW = 18.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hydrogen MW = 2.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Methane MW = 16.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO MW = 28	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2 MW = 44.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S MW = 34.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetylene MW = 26.0	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethylene MW = 28.0	wt%	99,95	99,95	99,95	99,95	99,95	99,95	99,95	99,93	99,93	99,95
Ethane MW = 30.1	wt%	0,05	0,04	0,04	0,04	0,03	0,05	0,04	0,07	0,07	0,05
MAPD MW = 40.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propylene MW = 42.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propane MW = 44.1	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C4s MW = 54	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C5+ MW = 78	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular weight		28,05	28,05	28,05	28,05	28,05	28,05	28,05	28,06	28,06	28,05
Density	kg/m3	429	37,96	35,24	394	20,72	477	8,87	519	2,85	557
Viscosity	cP	0,061	0,012	0,012	0,051	0,008	0,081	0,007	0,109	0,006	0,149
Specific heat	kJ/kg °C	3,194	1,999	1,989	3,853	1,873	2,748	1,562	2,564	1,372	2,485
Thermal conductivity	W/m °C	0,105	0,028	0,027	0,094	0,016	0,127	0,013	0,152	0,011	0,179
Enthalpy	kW	28427	80603	0	62546	29179	62255	33218	8597	11333	24610

NOTES

1 – FLOWRATE CORRESPONDING TO THE DESIGN BASIS USED FOR C2 SPLITER SYSTEM. WITH ACTUAL JETTY LOCATION, MAXIMUM ETHYLENE RUNDOWN IS 69548 KG/H

GENERAL NOTE

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES 7273F-000-CN-0001-5003

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 50
ETHYLENE REFRIGERANT CYCLE
ETHYLENE PRODUCT 100% LIQUID TO STORAGE
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-50-03

Scale: /

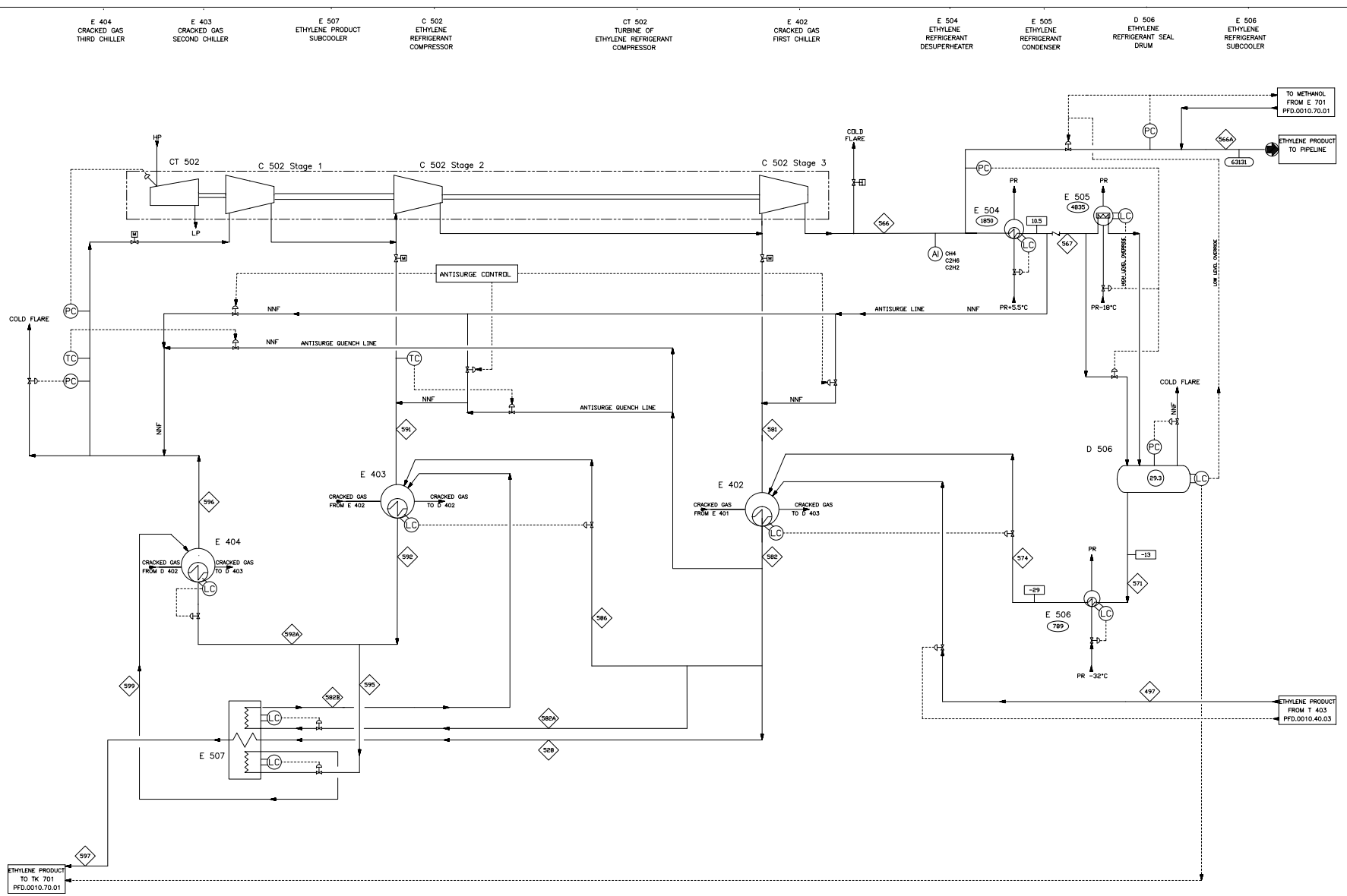
OWNER DWG. N°:

Rev.: 1

These process data are for design purposes only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

The content of this document may be protected by copyright. Any reproduction, modification, utilization or disclosure of it in part or in whole without the express written authorization of Technip is strictly prohibited.

7273F000PFD0010503_13WG



Stream number		497	566	566a	571	581	582	591	592	596	597
Description		Ethylene from T403	C502 discharge	ethy. prod to OSBL	ethylene from D506	C501 3rd stage side in	Ethylene from E402	C501 2nd stage side in	Ethylene from E403	C502 1st stage in	ethyl prod to TK701
Phase		Liquid	Vapor	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid
Vapor fraction	wt%	0,0	100,0	100,0	0,0	100,0	0,0	100,0	0,0	100,0	0,0
Mass flow	kg/h	67045	126020	63131	53409	45511	74929	57212	13147	13146	3900
Molar flow	kmol/h	2390	4492	2250	1904	1622	2671	2039	469	469	139
Actual volume flow	m3/h	156	3438	1854	135	2197	157	6454	25	4607	7
Operating temperature	°C	-25,7	62,0	60,4	-13,0	-48,0	-48,0	-72,0	-72,0	-98,0	-96,0
Operating pressure	bar g	20,83	30,09	28,00	29,24	10,32	10,32	3,78	3,78	0,42	10,17
Water	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hydrogen	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Methane	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetylene	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethylene	wt%	99,95	99,95	99,95	99,96	99,96	99,94	99,95	99,91	99,91	99,94
Ethane	wt%	0,05	0,05	0,05	0,04	0,04	0,06	0,05	0,09	0,09	0,06
MAPD	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propylene	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propane	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C4's	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C5+	wt%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular weight		28,05	28,05	28,05	28,06	28,05	28,05	28,05	28,06	28,06	28,05
Density	kg/m3	429	36,66	34,08	394	20,72	477	8,86	519	2,85	557
Viscosity	cP	0,061	0,013	0,012	0,051	0,008	0,081	0,007	0,109	0,006	0,149
Specific heat	kJ/kg °C	3,194	1,987	1,960	3,853	1,873	2,748	1,562	2,564	1,372	2,485
Thermal conductivity	W/m °C	0,106	0,028	0,028	0,094	0,046	0,127	0,013	0,152	0,011	0,179
Enthalpy	kW	26165	85774	32950	21470	21718	27882	27084	4654	6136	1317

NOTES

GENERAL NOTE

ALL STREAM NUMBERS REFER TO HEAT AND MATERIAL BALANCES
7273F-000-CN-0001-5004

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: **KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN**

CONTRACTOR: Technip / NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE:
SECTION 50
ETHYLENE REFRIGERANT CYCLE
ETHYLENE PRODUCT EXPORTED 100% VAPOR
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-50-04

Scale: /

OWNER DWG. N°:

Rev.: 1

These process data are for design purposes only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

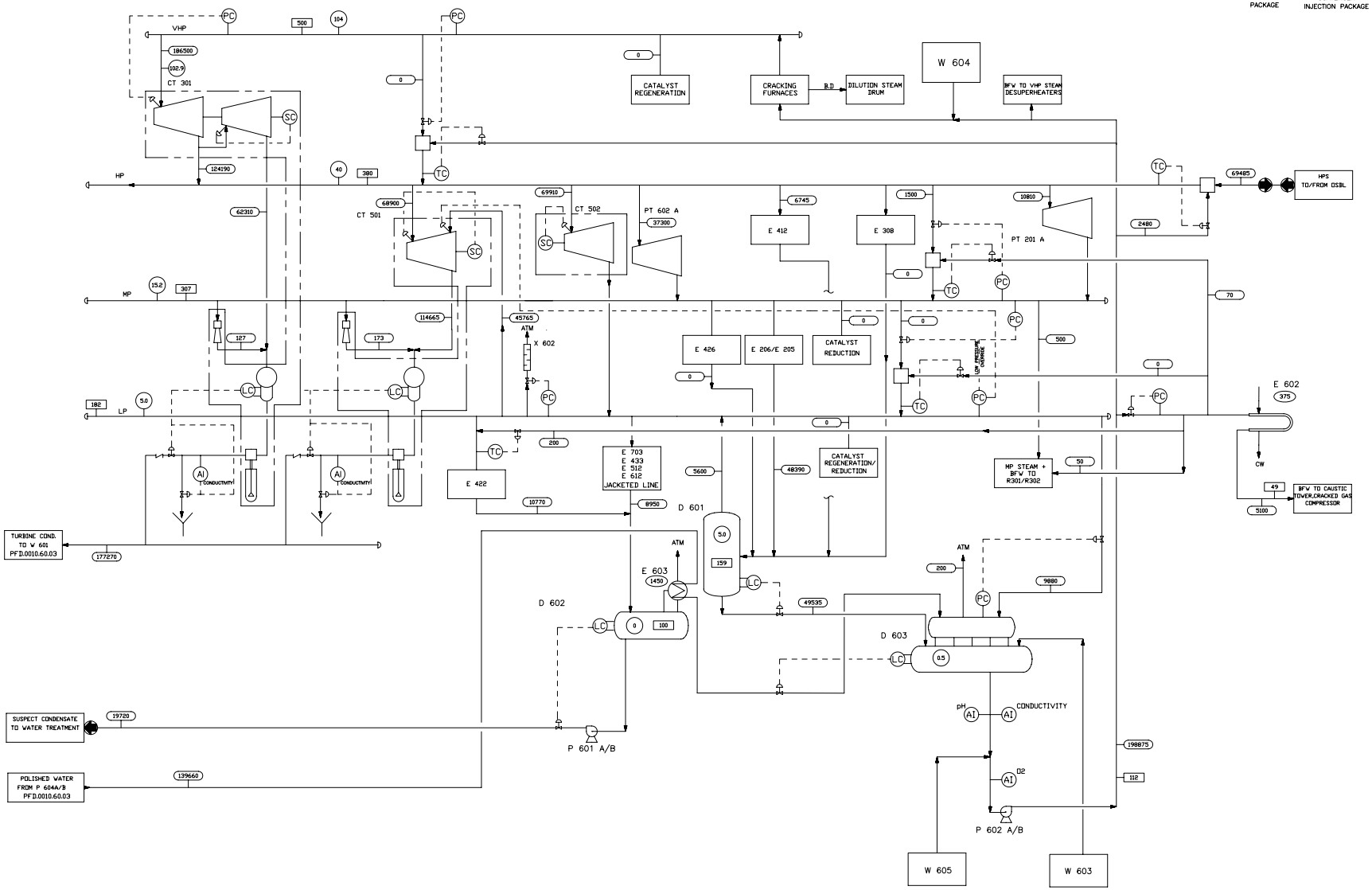
The content of this document is the property of Technip and is confidential. No part of it may be reproduced or disclosed to any third party without the express written consent of Technip.

In accordance with the terms of the agreement, this document is provided to NIOEC only for the purpose of the Project. It is not to be used for any other purpose and is not to be disclosed to any third party without the prior written consent of NIOEC.

7273F000PFD0010504_13WG

CT 301 TURBINE OF CRACKED GAS COMPRESSOR | CT 501 TURBINE OF PROPANE REFRIGERANT COMPRESSOR | E 422 DEETHANIZER REBOILER | CT 502 TURBINE OF ETHYLENE REFRIGERANT COMPRESSOR | E 703 STORAGE METHANOL VAPORIZER | E 433 C2 HYDROGENATION PREHEATER | E 603 ATMOSPHERIC CONDENSATE CONDENSER | E 512 C3R PURIF REBOILER | D 602 ATMOSPHERIC CONDENSATE DRUM | E 612 DRY FLARE CONDENSATES VAPORIZER | P 601 A/B ATMOSPHERIC CONDENSATE PUMPS | PT 602A P 602A DRIVER | E 308 FUEL GAS HEATER | E 426 NITROGEN PREHEATER | E 412 COS AND ARSINE GUARD PREHEATER | E 206 DILUTION STEAM SUPERHEATER | E 205 DILUTION STEAM GENERATORS | PT 201A P 201A DRIVER | R 301/ R 302 OXIDIZER N°1/N°2 | D 601 CONDENSATE FLASH DRUM | W 604 PHOSPHATE INJECTION PACKAGE | D 603 DEAERATOR | P 602 A/B BFW PUMPS | E 602 DEAERATED WATER COOLER

X 602 LP STEAM VENT SILENCER | W 605 VOLATILE AMINE UNIT INJECTION PACKAGE | W 603 OXYGEN SCAVENGER INJECTION PACKAGE



NOTES :

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (barg)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONTRUCTION	CI	DMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	CI	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip | NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 60
STEAM SYSTEM
ETHYLENE PRODUCT 100% LIQUID TO STORAGE
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-01

Scale: -/-

OWNER DWG. N°:

Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

The contents of this document belong the property of Technip and may not be copied or communicated to a third party, or used for any purpose other than that for which it is supplied, without the express written authority or consent of Technip. We reserve all rights in the event of any infringement.

Le contenu de ce document est la propriété de Technip. Il ne peut être communiqué à un tiers, copié, ou utilisé à d'autres fins que celles pour lesquelles il a été fourni sans l'autorisation écrite ou le consentement de Technip. Tous droits réservés en cas de violation.

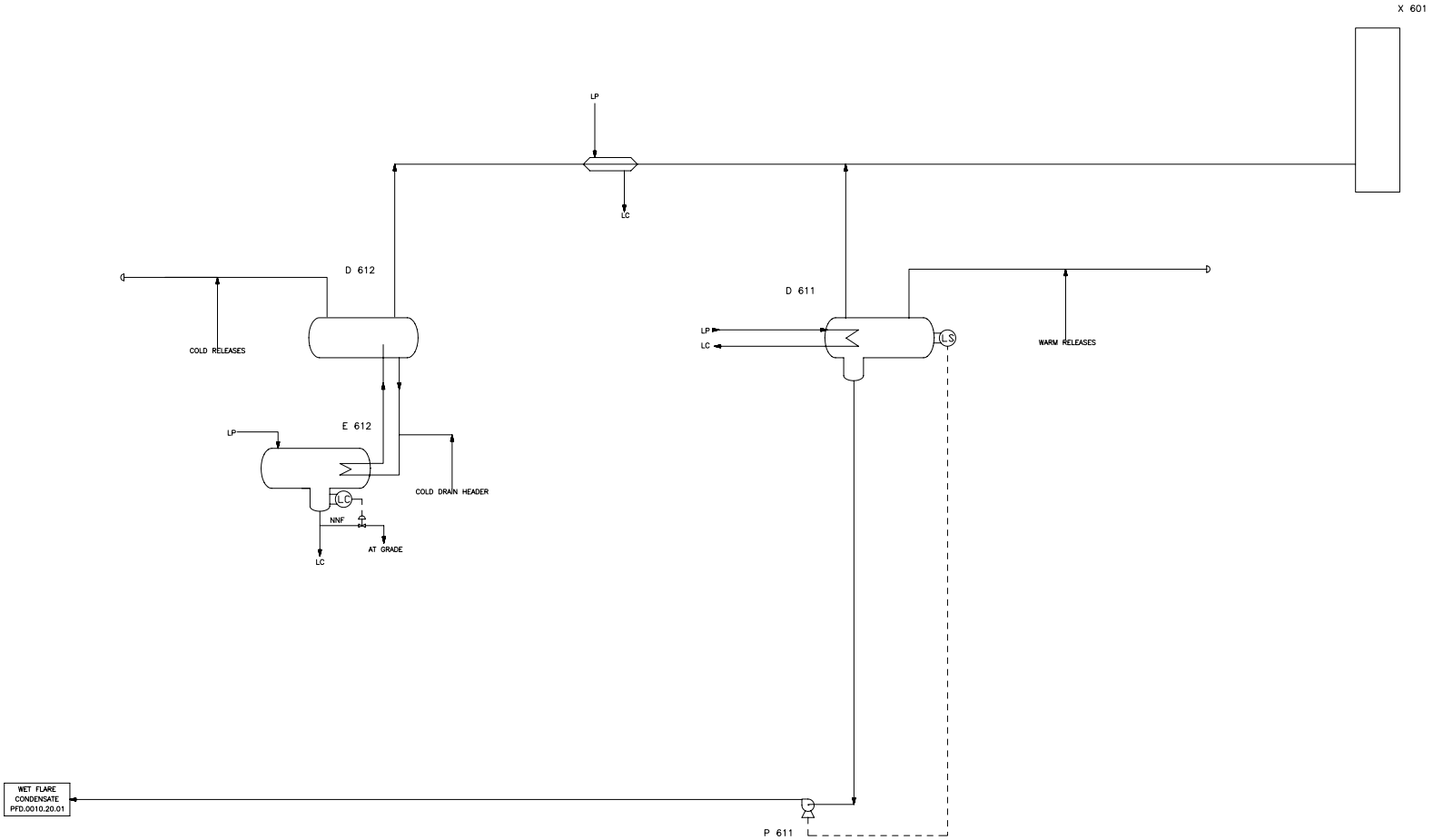
D 612
COLD FLARE
K.O. DRUM

E 612
DRY FLARE
CONDENSATES
VAPORIZER

P 611
HOT BLOWDOWN
PUMP

D 611
WET FLARE
K.O. DRUM

X 601
MAIN FLARE



NOTES

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	DMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	CI	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE:
SECTION 60
BLOWDOWN SYSTEM
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-02

Scale: /

OWNER DWG. N°:

Rev.: 1

These process data are for design purpose only, and state useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantee.

The contents of this document belong to property of Technip and company and shall not be reproduced in any manner without its consent.

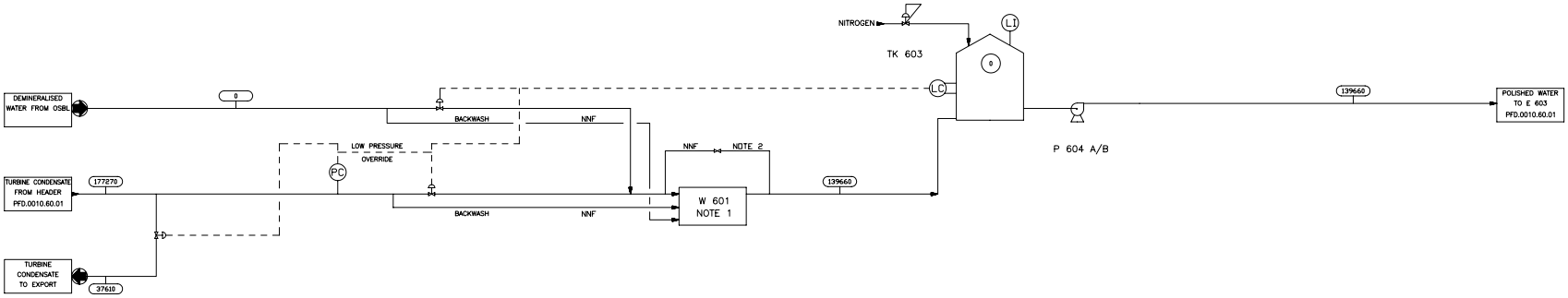
Le présent plan, cotes, plans ou document annexé la propriété de Technip, sont le contenu ne peuvent être reproduits ni communiqués à des tiers sans son autorisation écrite.

7273F000PFD0010603_1.DWG

TK 603
POLISHED WATER
TANK

P 604 A/B
POLISHED WATER
PUMPS

W 601
TURBINE CONDENSATES
AND DEMINERALISED
WATER POLISHING UNIT



NOTES

1 – POLISHING MIXED BED INSIDE PACKAGE W 601.

2 – MANUAL VALVE NNF FOR W 601 BY–PASS

LEGEND:

STREAM NUMBER

PRESSURE (bar g)

TEMPERATURE (°C)

DUTY (KW)

FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	CI	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 60
ATMOSPHERIC STORAGE
ETHYLENE PRODUCT 100% LIQUID TO STORAGE
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-03

Scale: /

OWNER DWG. N°:

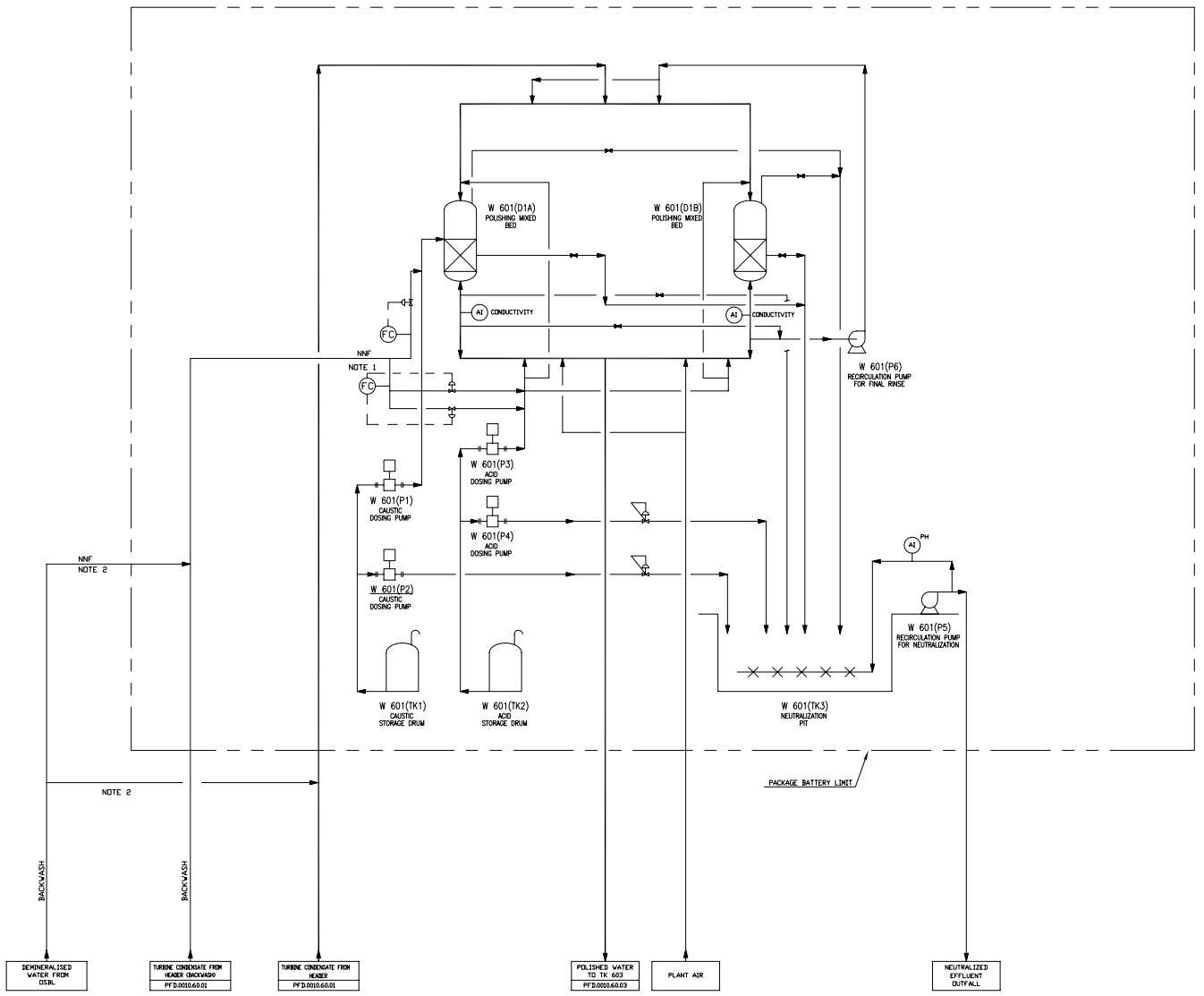
Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

7273F000PFD0010603_L1WG

The property of this document being the property of Technip, it should not be copied and not be disclosed to others or reproduced in any form without the written permission of Technip.

In case of any conflict, due to document scanning, between the original document and the scanned document, the original document shall prevail. Technip does not offer any warranty as to the accuracy of the scanned document and will not be responsible for any loss or damage caused to you or to any third party as a result of your reliance on the scanned document.



NOTES

1 – DISCONTINUOUS, VALID DURING BACKWASH AND REGENERATION OF MIXED BEDS.

2 – IN CASE OF TURBINE CONDENSATES SHORTAGE DEMINERALISED WATER FROM OSBL IS USED AS BACK UP SOURCE TO RECOVER THE REQUIRED FLOWRATE FOR POLISHERS FEED OR BACK WASH/ REGENERATION.

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	DMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE:
SECTION 60
WATER TREATMENT PACKAGE
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-04

Scale: /

OWNER DWG. N°:

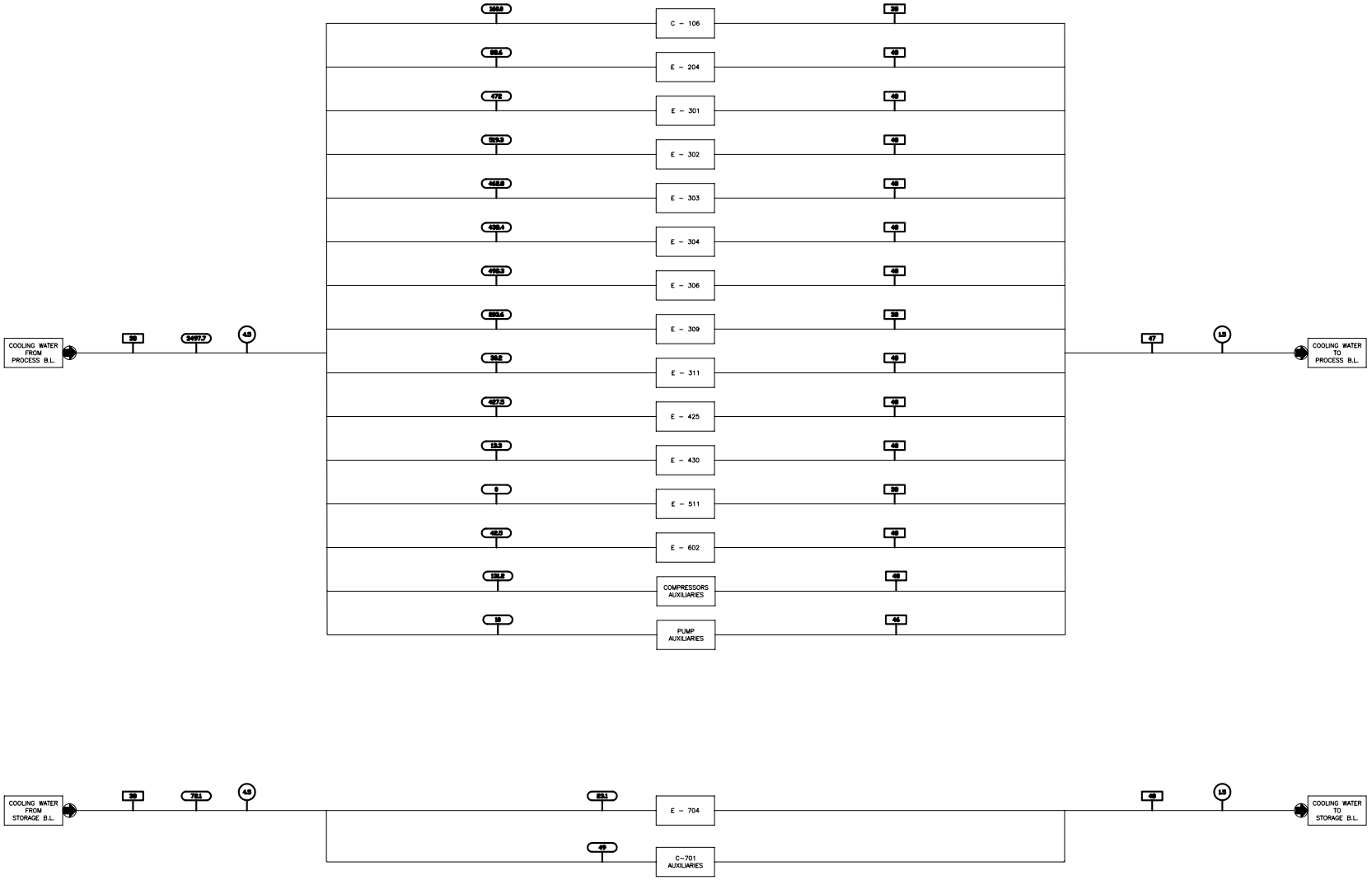
Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantee.

The property rights, deriving from law and from the contract signed by the author, in respect of this drawing are reserved. In particular, it may not be used, copied, or made available to third parties without our written permission, even in part.

Le droit de propriété dérivant de la loi et du contrat signé par l'auteur, sur ce dessin est réservé. En particulier, il ne peut être utilisé, copié ou mis à la disposition de tiers sans notre autorisation écrite, même partielle.

NOTES



LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (t/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	02/05/06	ISSUE FOR CONSTRUCTION	JD	MR	SL
0	10/09/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	18/06/04	ISSUE FOR APPROVAL	RL	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip / NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 60
COOLING WATER
UTILITY FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-05

Scale: / /

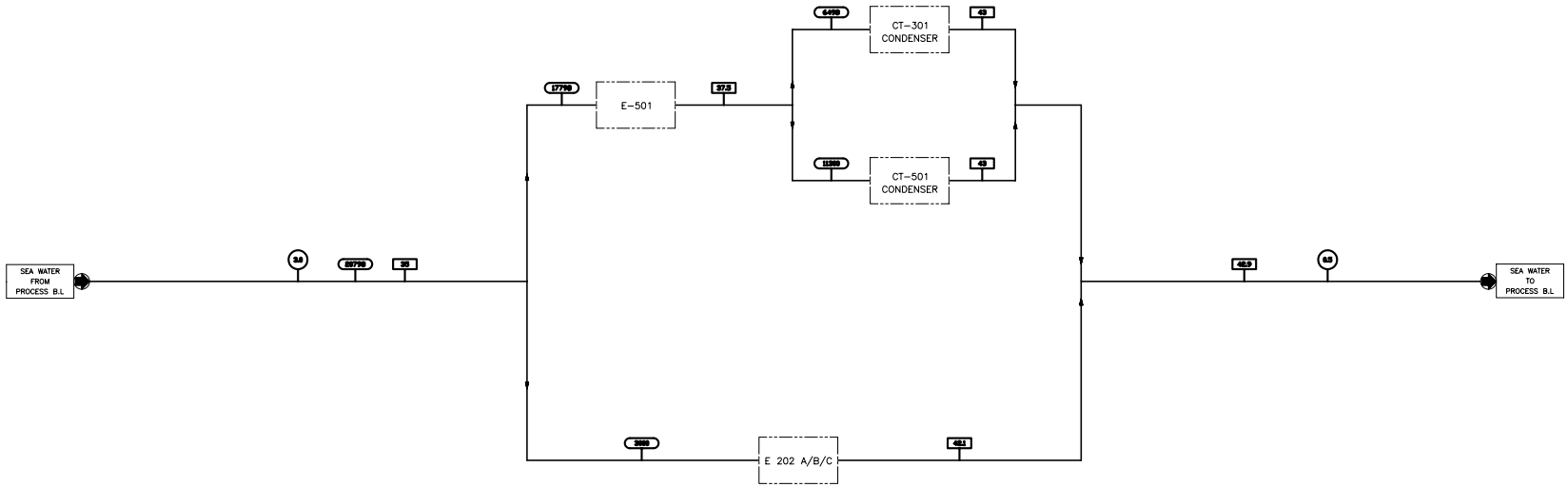
OWNER DWG. N°:

Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

Le présent document contient des informations qui sont la propriété de TECHNIP. Il ne peut être communiqué ni reproduit sans l'autorisation préalable de TECHNIP. Tous droits réservés.

The contents of this document belong to TECHNIP. It may not be communicated nor used for any purpose without the written consent of TECHNIP. All rights reserved.



NOTES

LEGEND:

STREAM NUMBER

PRESSURE (bar g)

TEMPERATURE (°C)

DUTY (KW)

FLOWRATE (t/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	02/05/06	ISSUE FOR CONSTRUCTION	JD	MR	SL
0	10/09/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	18/06/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip / NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 60
SEA WATER
UTILITY FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-06

OWNER DWG. N°:

Scale: /

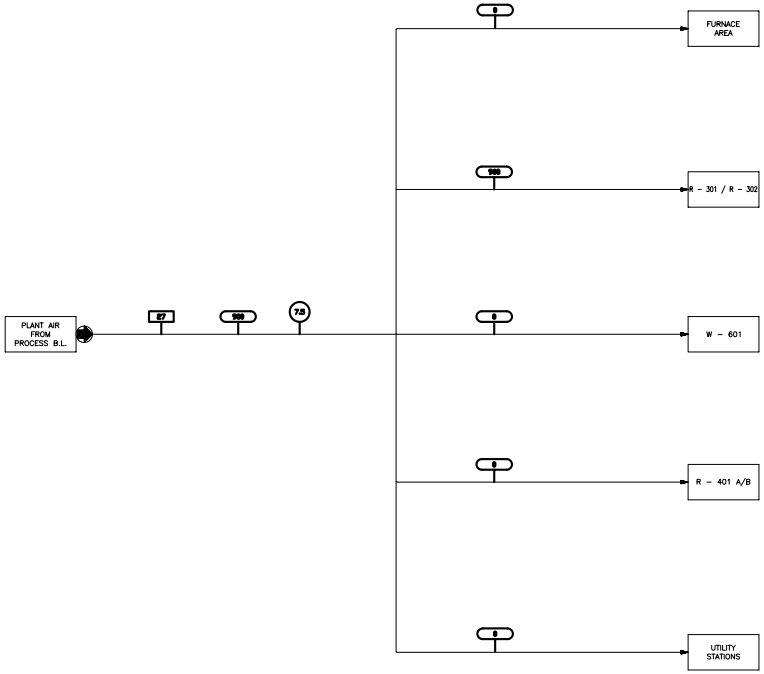
Rev: 1

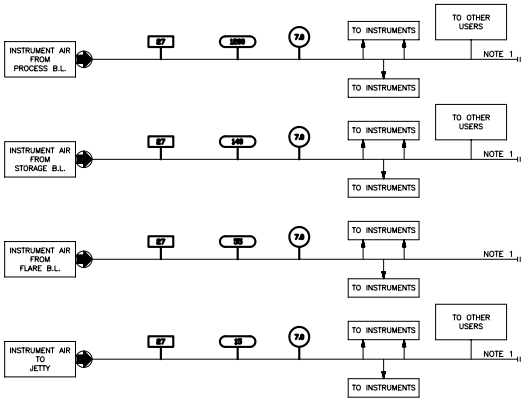
These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

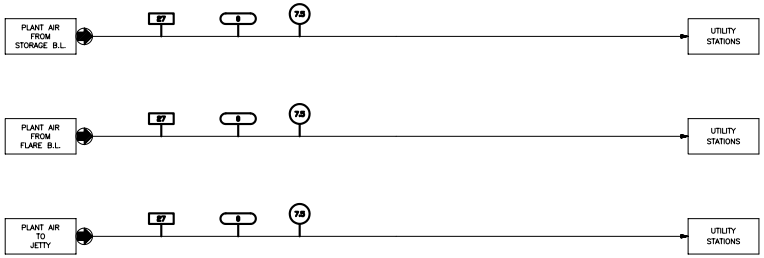
Le présent document ainsi que les renseignements techniques qu'il contient sont la propriété de TECHNIP. Ceux-ci ne peuvent être communiqués ni reproduits sans notre autorisation préalable écrite. En cas de remise aux autorités, cette clause restera applicable.

The content of this document and the information it contains are considered as our property. They may not be communicated nor reproduced without our prior written consent. In case of delivery to authorities, this clause shall be invoked.

7273F000PFD0006006_L3VG







NOTES

1- TYPICAL ARRANGEMENT.

2- DELETED

LEGEND:

STREAM NUMBER

PRESSURE (bar g)

TEMPERATURE (°C)

DUTY (KW)

FLOWRATE (Nm3/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	02/05/06	ISSUE FOR CONSTRUCTION	JD	MR	SL
0	10/09/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	18/06/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 60
INSTRUMENT AND PLANT AIR
UTILITY FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-07

Scale: /

OWNER DWG. N°:

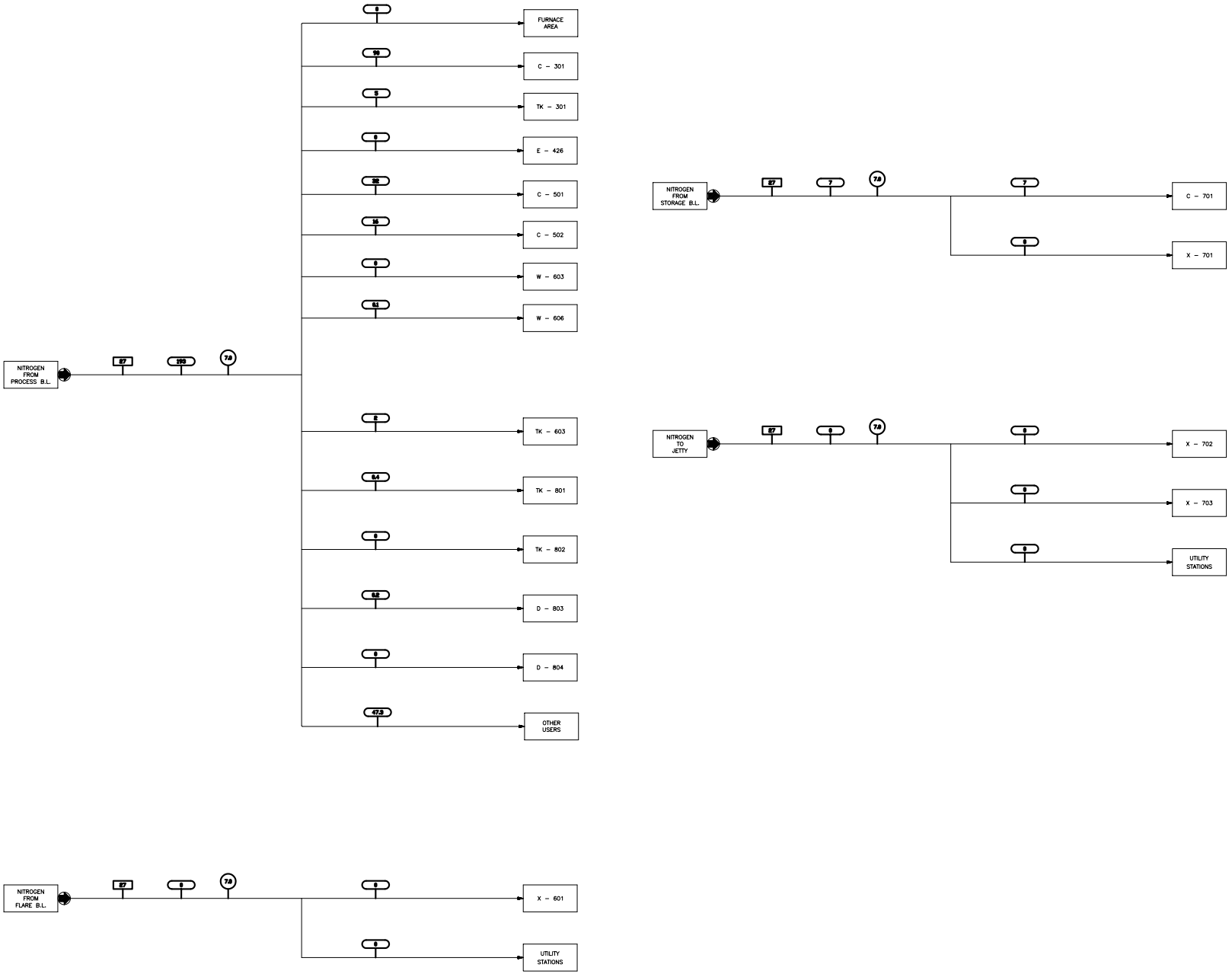
Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

Le présent plan, ainsi que les documents techniques y annexés, sont la propriété exclusive de TECHNIP. Ceux-ci ne peuvent être communiqués, copiés ou reproduits sans l'autorisation de TECHNIP.
Ils doivent lui être restitués à sa demande.

The property of this document being the exclusive property of TECHNIP, it must not be communicated nor put at any disposition, copied or reproduced without the prior written consent of TECHNIP.
It must be returned to TECHNIP at its request.

NOTES



LEGEND:

STREAM NUMBER

PRESSURE (bar g)

TEMPERATURE (°C)

DUTY (KW)

FLOWRATE (Nm3/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	02/05/06	ISSUE FOR CONSTRUCTION	JD	MR	SL
0	10/09/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	18/06/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 60
NITROGEN
UTILITY FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-08

Scale: /

OWNER DWG. N°:

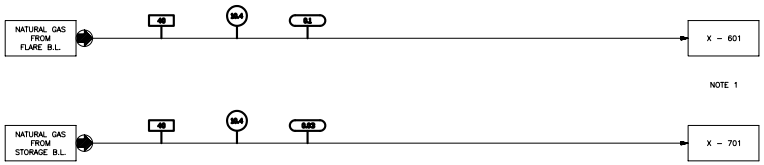
Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

Le présent plan, utilisé dans le document annexé à la commande de TECHNIP, reste la propriété de cette société et ne peut être communiqué ni prêté à un tiers sans son autorisation écrite préalable.
Il devra lui être restitué sur sa demande.

The property of this document being the property of TECHNIP, it must not be communicated nor lent to a third party without its written consent and must be returned upon request.

7273F000PFD0010600B_L3VG



NOTES

1- NATURAL GAS TO PROCESS UNITS IS SHOWN ON PFD 31990-000-PFD-0010-10-01.

2- DELETED.

LEGEND:

STREAM NUMBER

PRESSURE (bar g)

TEMPERATURE (°C)

DUTY (KW)

FLOWRATE (t/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	02/05/06	ISSUE FOR CONSTRUCTION	JD	MR	SL
0	10/09/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	18/06/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 60
IMPORT FUEL GAS
UTILITY FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-09

Scale: /

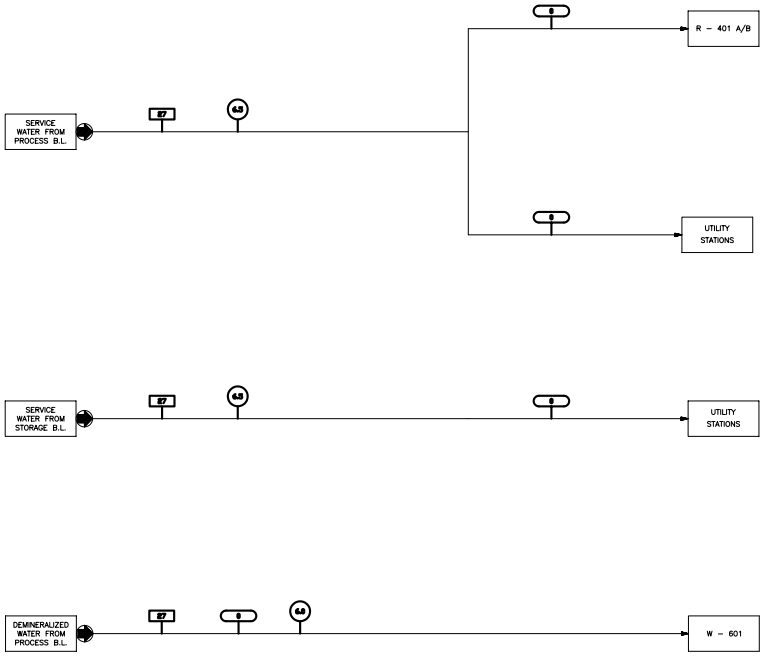
OWNER DWG. N°:

Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

Le présent document contient des informations de propriété. Il ne doit pas être communiqué ou copié sans autorisation écrite préalable. En acceptant ce document, le destinataire s'engage à en respecter strictement le contenu.

The content of this document data the property of TECHNIP. It shall not be communicated nor copied without written permission. By accepting this document, the recipient agrees to abide by its content.



NOTES

LEGEND:

STREAM NUMBER

PRESSURE (bar g)

TEMPERATURE (°C)

DUTY (KW)

FLOWRATE (t/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	02/05/06	ISSUE FOR CONSTRUCTION	JD	MR	SL
0	10/09/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	18/06/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER:

NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: **KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN**

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 60
DEMINERALIZED, DESALINATED & SERVICE WATER
UTILITY FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-10

Scale: /

OWNER DWG. N°:

Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

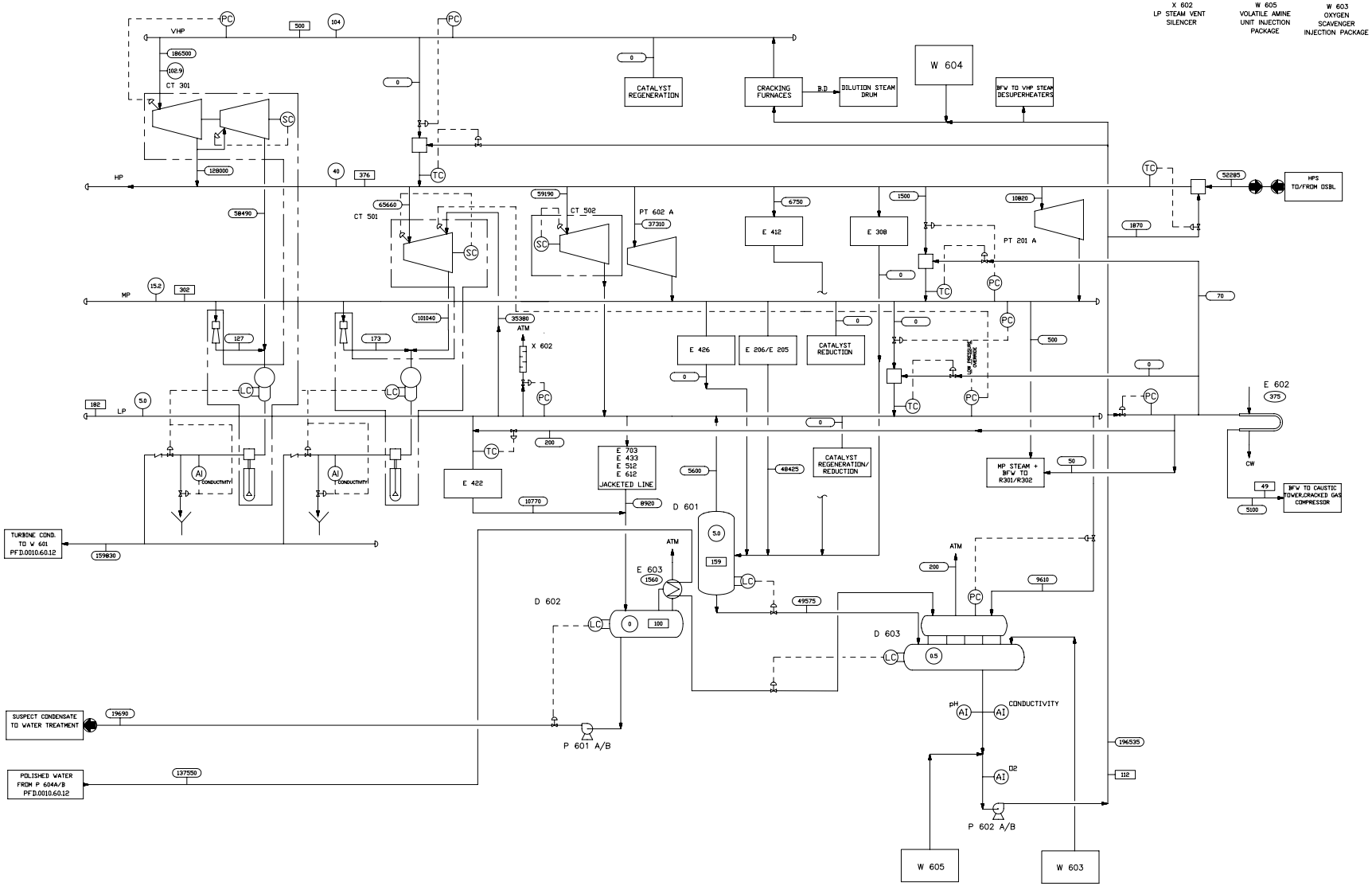
Le présent document et les informations qu'il contient ne peuvent être communiqués ni copiés sans l'autorisation écrite préalable de Technip.
Toute utilisation non autorisée de ce document ou des informations qu'il contient est interdite.
En cas de non-respect de ces dispositions, le contrevenant s'expose à des poursuites judiciaires.

The contents of this document and the information it contains may not be communicated nor copied without the written permission of Technip.
Any unauthorized use of this document or the information it contains is prohibited.
In case of non-compliance with these provisions, the offender will be liable to prosecution.

7273F000PFD0036600_L3VG

CT 301 TURBINE OF CRACKED GAS COMPRESSOR | CT 501 TURBINE OF PROPANE REFRIGERANT COMPRESSOR | E 422 DEETHANIZER REBOILER | CT 502 TURBINE OF ETHYLENE REFRIGERANT COMPRESSOR | E 703 STORAGE METHANOL VAPORIZER | E 433 C2 HYDROGENATION PREHEATER | E 603 ATMOSPHERIC CONDENSATE CONDENSER | E 512 C3R PURIF REBOILER | D 602 ATMOSPHERIC CONDENSATE DRUM | E 612 DRY FLARE CONDENSATES VAPORIZER | P 601 A/B ATMOSPHERIC CONDENSATE PUMPS | PT 602A P 602A DRIVER | E 308 FUEL GAS HEATER | E 426 NITROGEN PREHEATER | E 412 COS AND ARSINE GUARD PREHEATER | E 206 DILUTION STEAM SUPERHEATER | E 205 DILUTION STEAM GENERATORS | PT 201A STEAM TURBINE FOR P 201A GENERATORS | R 301/ R 302 OXIDIZER N°1/N°2 | D 601 CONDENSATE FLASH DRUM | W 604 PHOSPHATE INJECTION PACKAGE | D 603 DEAERATOR | P 602 A/B BFW PUMPS | E 602 DEAERATED WATER COOLER

X 602 LP STEAM VENT SILENCER | W 605 VOLATILE AMINE UNIT INJECTION PACKAGE | W 603 OXYGEN SCAVENGER INJECTION PACKAGE



NOTES :

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (barg)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip | NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 60
STEAM SYSTEM ETHYLENE PRODUCT EXPORTED 100% VAPOR
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-11

Scale: -/-

OWNER DWG. N°:

Rev: 1

These process data are for design purposes only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

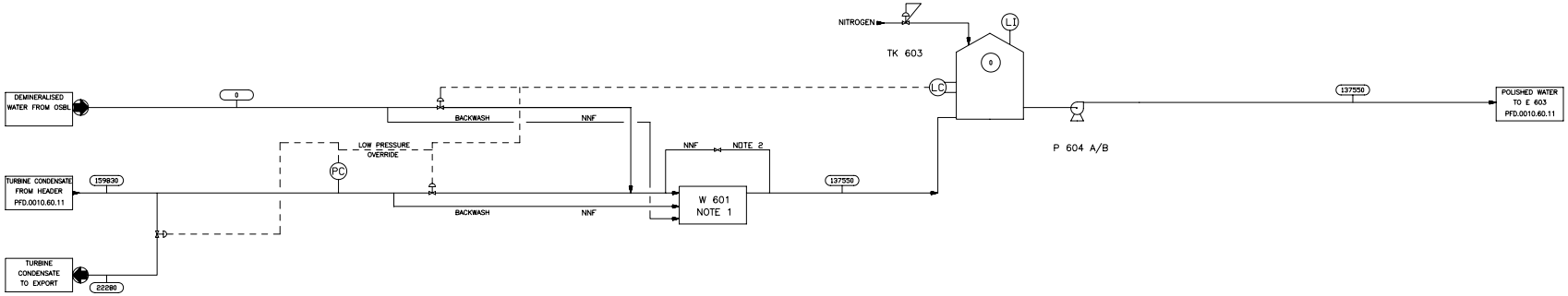
The content of this document shall not be disclosed to any third party, copied or reproduced in any manner, electronic or otherwise, without the prior written consent of Technip. In the event that any court or other authority requires disclosure of this document, Technip is to be notified promptly in advance of any such disclosure.

7273F000PFD0010601_L2.DWG

TK 603
POLISHED WATER
TANK

P 604 A/B
POLISHED WATER
PUMPS

W 601
TURBINE CONDENSATES
AND DEMINERALISED
WATER POLISHING UNIT



NOTES

1 – POLISHING MIXED BED INSIDE PACKAGE W 601.

2 – MANUAL VALVE NNF FOR W 601 BY–PASS

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	CI	YS	SL

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: **KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN**

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE:
SECTION 60
ATMOSPHERIC STORAGE
ETHYLENE PRODUCT EXPORTED 100% VAPOR
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-60-12

Scale: /

OWNER DWG. N°:

Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

The content of this document being the property of Technip, it cannot be used and communicated to others or reproduced in any manner without its written permission.

Le contenu de ce document étant la propriété de Technip, il ne peut être utilisé et communiqué à des tiers ou reproduit sans son autorisation écrite.

7273F000PFD0010602_1.DWG

E 704 ETHYLENE BOIL OFF COOLER

TK 705 ETHYLENE STORAGE TANK II

X 701 CRYOGENIC STORAGE FLARE

C 701 A/B ETHYLENE BOIL OFF COMPRESSOR

TK 701 ETHYLENE STORAGE TANK I

P 701A/B ETHYLENE SHIPPING PUMPS

P 703 A/B ETHYLENE PRODUCT PUMPS

E 703 STORAGE METHANOL VAPORIZER

E 701 ETHYLENE PRODUCT VAPORIZER

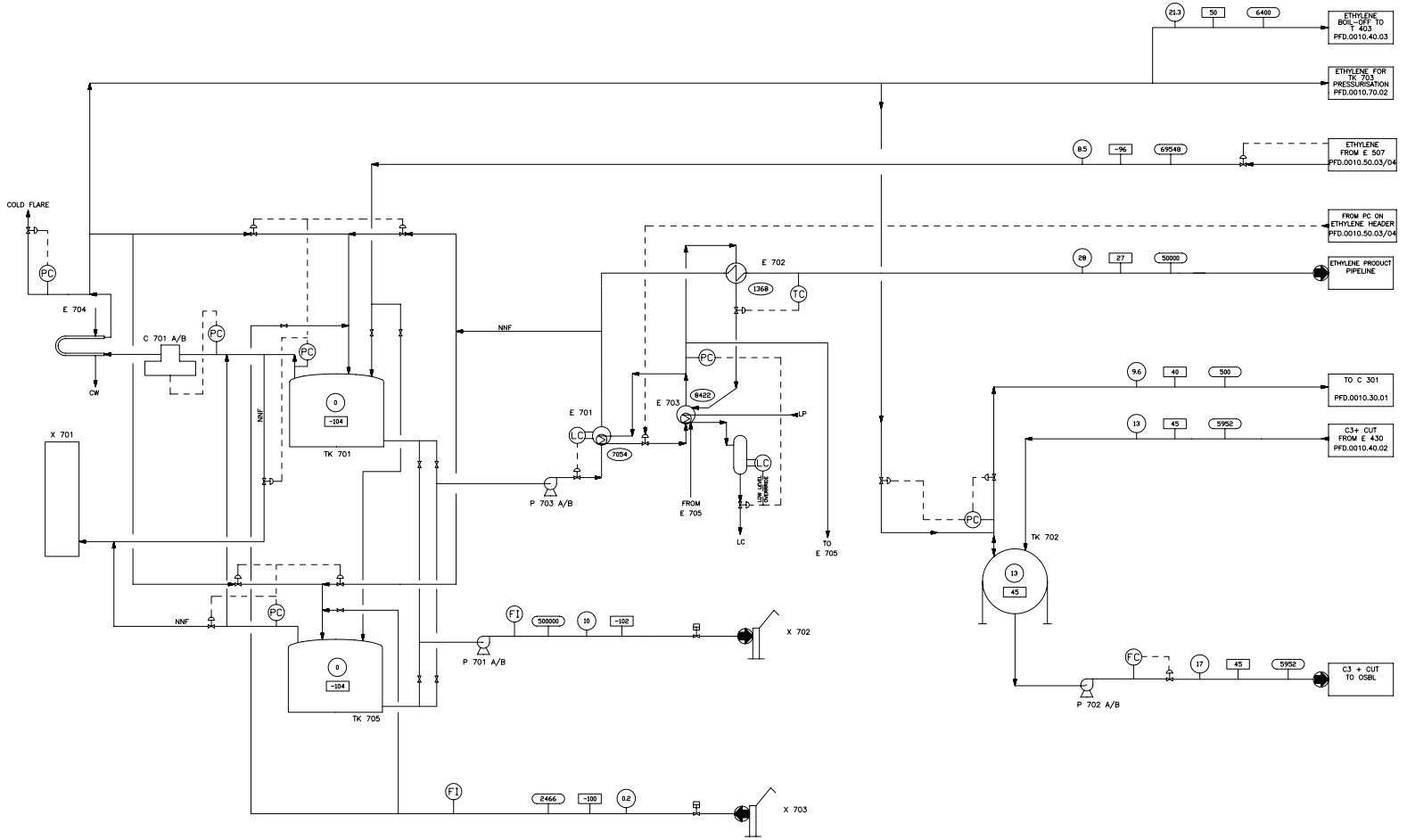
E 702 ETHYLENE PRODUCT SUPERHEATER

TK 702 C3+ STORAGE SPHERE

P 702 A/B C3+ STORAGE PUMPS

X 702 ETHYLENE PRODUCT LOADING ARM

X 703 ETHYLENE VAPOR RETURN ARM



NOTES

GENERAL NOTE

STREAMS ON THIS PFD ARE DISCONTINUOUS.
OPERATING FIGURES SHOWN DO NOT OCCUR SIMULTANEOUSLY.
ALL FLOWRATES CORRESPOND TO MAXIMUM OPERATING VALUE.

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTIION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 70
ETHYLENE &C3+ STORAGE
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-70-01

Scale: /

OWNER DWG. N°:

Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

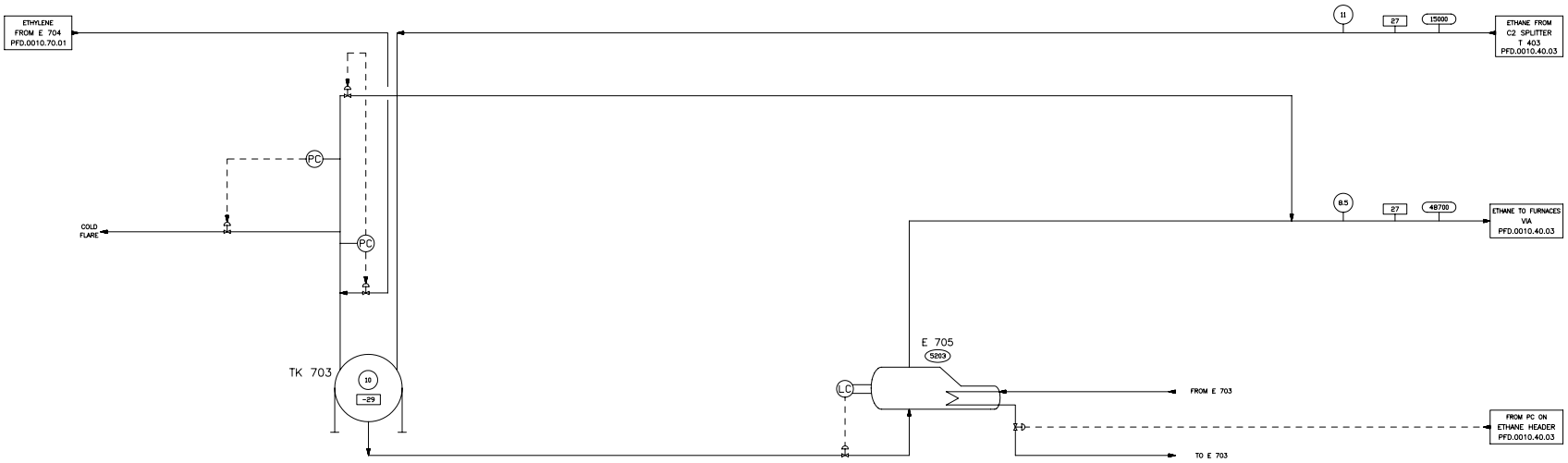
7273F000PF00107001_1.DWG

The content of this document belong to the Technip Group of companies and all rights are reserved. It may not be copied, distributed or reproduced in any manner whatsoever without the express written permission of Technip. Any action in violation of the copyright will be subject to legal prosecution.

Le contenu de ce document appartient au groupe Technip et tous les droits sont réservés. Il ne peut être copié, distribué ou reproduit de quelque manière que ce soit sans l'autorisation écrite de Technip. Toute action en violation du copyright sera passible de poursuites judiciaires.

TK 703
ETHANE STORAGE
SPHERE

E 705
ETHANE
STORAGE
VAPORIZER



NOTES

GENERAL NOTE

STREAMS ON THIS PFD ARE DISCONTINUOUS.
OPERATING FIGURES SHOWN DO NOT OCCUR SIMULTANEOUSLY.

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	IMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER: NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE: SECTION 70
ETHANE STORAGE
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°: 1

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-70-02

Scale: /

OWNER DWG. N°:

Rev: 1

These process data are for design purpose only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantees.

7273F000PFD00107002_1.DWG

La copia e/o cessione di questo documento e la comunicazione del suo contenuto a terzi non è consentita senza la nostra autorizzazione scritta. Ogni violazione sarà perseguita a termini di legge. Tutti i diritti sono riservati.

The content of this document being the property of Technip, it cannot be copied and/or communicated to third parties without our prior written permission. All rights reserved.

D 803
SULFURIC ACID
STORAGE DRUM

P 803 A/B
SULFURIC ACID
PUMPS

TK 801
FRESH CAUSTIC
TANK

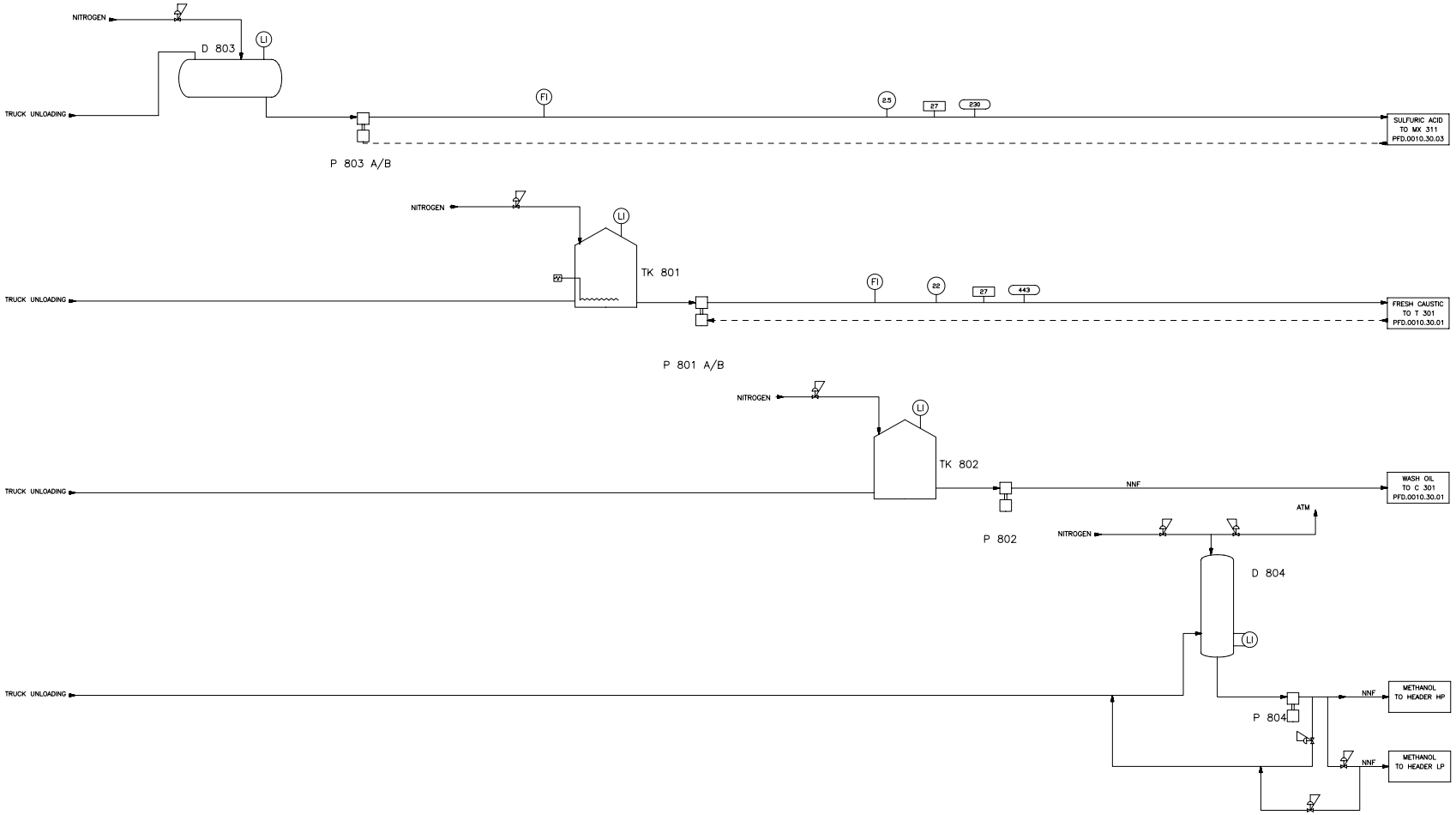
P 801 A/B
FRESH CAUSTIC PUMPS

TK 802
WASH OIL TANK

P 802
WASH OIL PUMP

D 804
METHANOL STORAGE
DRUM

P 804
METHANOL PUMP



NOTES

LEGEND:

- STREAM NUMBER
- PRESSURE (bar g)
- TEMPERATURE (°C)
- DUTY (KW)
- FLOWRATE (kg/h)

Rev.	Date	Modification	Drawn by:	Check by:	Approved by:
1	21/10/05	ISSUE FOR CONSTRUCTION	CI	DMP	SL
0	09/07/04	ISSUE FOR DESIGN	RB	YS	SL
A	04/02/04	ISSUE FOR APPROVAL	CI	YS	SL

OWNER:
NATIONAL PETROCHEMICAL COMPANY
PETROCHEMICAL INDUSTRIES
DEVELOPMENT MANAGEMENT COMPANY

PROJECT: KHARG ETHYLENE PLANT - KHARG OLEFIN COMPLEX - IRAN

CONTRACTOR: Technip NARGAN COMPANY

DRAWING TITLE:
SECTION 80
ATMOSPHERIC STORAGES
PROCESS FLOW DIAGRAM

Status of Dwg:

Sheet N°:

CONTRACTOR DWG. N°: 7273F-000-PFD-0010-80-01

Scale: /

OWNER DWG. N°:

Rev: 1

These process data are for design purposes only, and while useful as a guide in operations, they do not necessarily represent exact operating conditions or guarantee.

The property of this document is the property of Technip and is delivered on the understanding that it is not to be copied, reproduced or disclosed to others without the written consent of Technip.

Le contenu de ce document est la propriété de Technip et est délivré sous réserve qu'il ne soit pas copié, reproduit ou communiqué à des tiers sans son autorisation écrite.

7273F000PFD0010800_1.DWG