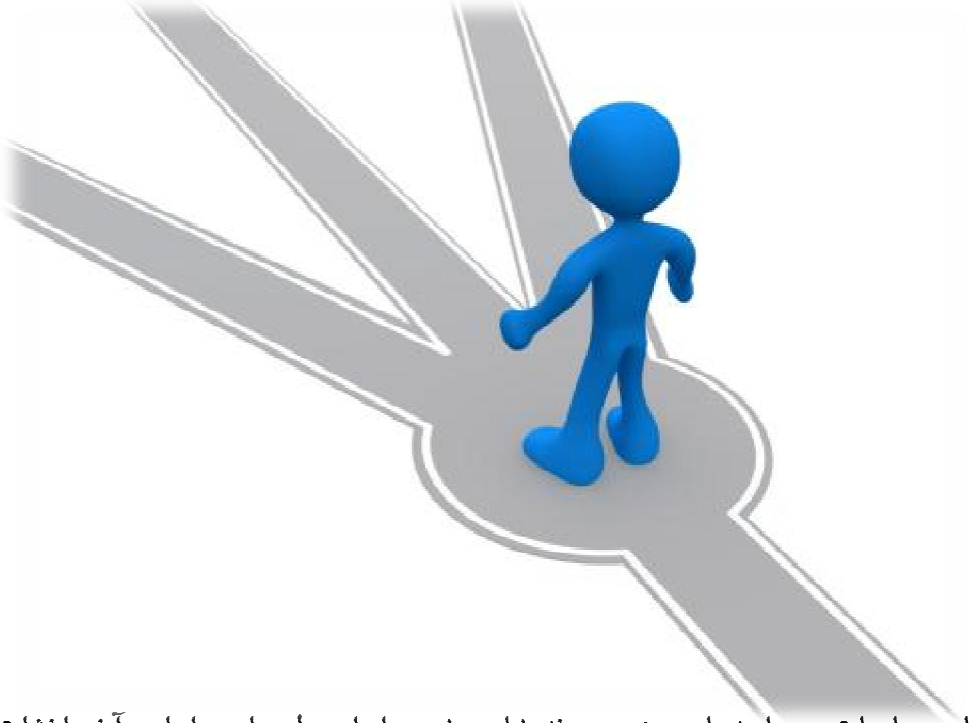
سوالات متداول پیرامون صنعت

در ادامه این بخش تعدادی از سوالات که مرتبط با صنعت بوده و یا ممکن است در ذهن خواننده ایجاد گردد، به همراه پاسخ هایی برای آن ها آورده شده است که عبارت خواهند بود از:

☑ آیا دانشی که در دانشگاه آموزش داده می شود به طورکامل در واحدهای صنعتی قابل پیاده سازی خواهد بود و یا اصلاً این دانش، مسیر متفاوتی با آن ها دارد؟



طراحی ها و محاسبات در واحدهای صنعتی روند خاص خود را دارد ولی پایه و اساس آن ها نشات گرفته شده از مطالب درسی مطرح شده در دانشگاه ها است. به عنوان مثال می توان به مبحث Line sizing اشاره کرد که در مطالب دانشگاه این گونه بیان شده بود: $\dot{m} = \rho.v.A$ بنابراین اگر کسی قصد داشته باشد اندازه خطوط لوله را بدست آورد با داشتن مقدار $\dot{m}$ و ρ و همچنین فرض کردن مقداری برای v ، مقدار سطح مورد نیاز برای لوله مفروض بدست خواهد آمد.از آنجایی که $A = \pi.d^2/4$ ، قطر لوله نیز حاصل خواهد شد. اما این رابطه در طراحی های صنعتی به تنهایی نتیجه دقیقی نخواهد داشت و قابل پیاده سازی نیست. به این دلیل که در کنار آن، عوامل محدودکننده بسیاری نیز باید کنترل گردد. همان طور که در مراجع مکانیک سیالات در دانشگاه

تدریس می شود، سرعت در خط جریان مایع ۱ تا ۳ متر بر ثانیه و برای جریان گاز ۲۰ تا ۳۰ متر بر ثانیه درنظرگرفته می شود. این در حالیست که در طراحی های صنعتی سرعت گاز را ۱۵ تا ۲۰ متر بر ثانیه تخمین می زنند اما برای خط جریان بخار با وجود آنکه فاز گاز می باشد اما سرعت را ۶۰ متر بر ثانیه تخمین می زنند. دلیل این امر آن است که اگر سرعت بخار کم باشد این احتمال وجود دارد که با افزایش یافتن زمان اقامت، قسمتی از جریان تبدیل به مایع شده و دو فاز به وجود آید.

عامل محدود کننده دیگر بحث سایش است. اگر سرعت در خط لوله از حدی بالاتر رود سایش بوجود آمده و بدنه لوله به مرور دچار خردگی می شود. رابطه مربوط به سایش عبارت است از: $Erosion = \rho.v^2$. در رابطه با این عامل محدود کننده می توان به این مورد اشاره کرد: بر اساس یکی از استانداردهای معمول در طراحی، در محاسبات مربوط به درام (در یک Vessel عمودی)، در نازل خروجی جریان گاز برای قطر بیشتر از ۰/۸ متر مقدار سایش از ۳۷۵۰ نباید فراتر باشد. در صورتیکه قطر بکار گرفته شده کمتر از ۰/۸ باشد، مقدار سایش باید کمتر از ۱۵۰۰ گردد. طبیعی است اگر میزان سایش از مقادیر گفته شده تجاوز کرد، باید قطر مربوط به نازل را افزایش داد تا از سایش حاصل از جریان کاسته شود.

عامل محدود کننده سوم افت فشار در لوله است که در هر صدمتر مسافت از خطوط لوله نباید بیشتر از ۰/۱ بار گردد و اگر بیشتر از این مقدار محاسبه می گردید، سرعت جریان را کمتر فرض کرده تا قطر لوله مربوطه افزایش یابد.

رابطه افت فشار برای رژیم های جریانی مختلف متفاوت است بنابراین باید ابتدا عدد Re جریان را محاسبه نمود و با توجه به اینکه جریان سیال در محدود آرام، گذرا و یا آشفته قرار دارد از رابطه ΔP مربوطه استفاده نمود. اما دلیل این اعمال محدودیت در مقدار ΔP این است که اگر تفاوت فشار در ابتدا و انتهای لوله بیشتر از یک حدودی گردد، حتما تفاوت دما نیز وجود داشته و با این تفاوت دما و فشار، دانسیته های جریان نیز تغییر خواهد

کرد و دیگر نمی توان از رابطه $\dot{m} = \rho.v.A$ (که از فرض های آن ثابت بودن دانسیته می باشد) استفاده نمود. همچنین تغییر دمای ناشی از تغییرات فشار باعث تغییر در ویسکوزیته و عدد Re می شود و ممکن است حتی از ابتدا تا انتهای لوله، رژیم جریانی نیز دچار تغییر شود.

تمامی روابط گفته شده مربوط به سیالات تک فاز می باشد. حال اگر جریان سیال دوفازی گردد، روابط جدیدی اضافه خواهد شد. به عنوان مثال روابط مربوط به Annular flow، Mist flow یا... با این روابط متفاوت خواهد بود. در جریان دو فازی همواره باید Line sizing به گونه ای انجام شود تا جریان Slug بوجود نیاید. اگر این عامل نامطلوب درفرآیند بوجودآید، تجمع لخته ها باعث می شود جریان در زانوها، نازل ها،Reducer ها ویا Expander ها برای مدت کوتاهی دچار گرفتگی (و یا به اصلاح Choke شدن)گرددکه این رخداد یک شوک به فرآیند و تجهیزات به شمار خواهد رفت.

از موارد دیگر تفاوت در محاسبات با استفاده از مطالب تدریس شده و طراحی های صنعتی تفاوت در تعداد مراحل و برج ها می باشد. هنگامی که جریان گاز و مایع بر روی سینی های یک برج انتقال جرم انجام می دهند، مسئله تعادل بسیار اهمیت دارد. به عنوان مثال در نمودار مک کیب برای بدست آوردن تعداد مراحل این فرض درنظر گرفته می گردید که جریان مایع وگاز خروجی از سینی ها با یکدیگر به تعادل می رسند. اما این اتفاق در شرایط عملیاتی واقعی به وقوع نمی پیوندد. در نتیجه برای تبدیل تعداد مراحل از حالت تئوری به شرایط واقعی، باید تعداد مراحل تعادلی بدست آمده (حاصلضرب N_{min} بدست آمده از روابط فنسکی در ۱/۵ تا ۲/۲۵) را بر ضریبی تقسیم نمود که در سیستم های نفت خام این ضریب ۰/۵ در نظر گرفته می شود. درواقع برای این سیستم ها تعداد مراحل واقعی ۲ برابر تعداد مراحل تعادلی بدست آمده از روش های تئوری تخمین زده می شود.این ضرایب براساس تجربه برای هر واحد صنعتی عدد خاصی بدست آمده است. درمجموع و

بطور کل در طراحی هیدرولیکی برج، اکثر روابط موجود در کتاب انتقال جرم تریبال صدق می کند و قابل استفاده خواهد بود.

در طراحی صنعتی ادوات و تجهیزات فرآیندها از استانداردهای مختلفی نیز استفاده می شود. از جمله این استانداردها می توان به استاندارد GPSA اشاره کرد که استاندارد مناسبی می باشد واغلب در طراحی ها به آن استناد می گردد. نکته مهم در این بین، تفاوتی است که این استانداردها می توانند در برخی مراحل طراحی، نسبت به یکدیگر رقم بزنند. درمبحث جداکننده ها، اغلب طراحی جداکننده های عمودی از جداکننده های افقی سهولت بیشتری دارد (به این دلیل که در محاسبات جداکننده های افقی از حدس و خطا نیز کمک گرفته می شود). معمولاً هنگامی که دبی های جریانی از میزان کمی برخوردار باشد استفاده از جداکننده های عمودی در اولویت است. چرا که جداکننده های افقی فضای زیادی را اشغال خواهند کرد. درمراحل طراحی این جداکننده ها، L_{min} موردنیاز (کمترین طولی که لازم است تا مایع از گاز جدا شود) باید براساس Terminal velocity محاسبه گردد. درنهایت ارتفاع نهایی تخمین زده شده برای جداکننده مربوطه نیز باید بیشتر از این مقدار درنظر گرفته شود.حال در استاندارد GPSA سطح مقطع جداکننده ابتدا براساس این Terminal velocity بدست آمده و سپس در مراحل بعد تصحیح می گردد. اما در استاندارد Total، این سرعت ابتدا در ۰/۸۵ ضرب شده و سپس با این سرعت جدید محاسبات ادامه داده می شود. ممکن است در استاندارد دیگری این مقدار ضرب شده، عدد دیگری درنظر گرفته شود.

مهمترین مسئله در طراحی درام ها، زمان ماند جریان به شمار می رود. به این معنی که پس از آنکه ارتفاع مایع در درام به H_{LLL} (Low Liquid Level) رسید به اندازه زمان ماند تا خالی شدن کامل درام فاصله داشته باشد. در این طراحی فاکتورهایی وجود دارد که از جمله آن ها می توان به Control factor و Personal Factor اشاره کرد. به این ترتیب که اگر سیستم کنترلی فرآیند، سیستمی قوی باشد Control factor را

برابر ۱، اگر کیفیت آن متوسط ۱/۲ و اگر سیستم Manual باشد آن را ۱/۵ درنظر گرفته و این مقدار را در زمان ماند ضرب می کنیم. همچنین اگر پرسنل شاغل در واحد باتجربه باشند،Personal factor را برابر ۱، اگر آموزش دیده باشند ۱/۲ . اگر بی تجربه باشند ۱/۵ فرض کرده و در زمان ماند جریان ضرب می نماییم. این فاکتورها طی سال ها کار عملیاتی فرآیندها و تجربه ناشی از آن ها بدست آمده است.

☑ آیا می توان با کمک داده های دما و فشار مشاهده شده به علاوه خواص مواد تحت فرآوری، محاسباتی از قبیل تعداد سینی های یک برج، ابعاد هندسی یک مبدل حرارتی یا... را انجام داد؟

این محاسبات امکان پذیر است. شرط انجام این محاسبات اطلاع داشتن از درصد ترکیب دقیق جریان ها، شرایط عملیاتی و خواص فیزیکی مواد از جمله دانسیته، ویسکوزیته و کشش سطحی در اختیار باشد.

☑ طراح و صاحب لیسانس این واحد صنعتی چند برابر مقدار محاسبه شده، در بزرگتر گرفتن ابعاد یک فرآیند احتیاط به خرج داده است؟

مبحث Over design در شرایط مختلف، متفاوت می باشد و بستگی به شرایط فرآیند خواهد داشت. به عنوان مثال شرکت Lurgi در واحد MTP، مقدار Over design را برای خط لوله خوراک ورودی به فرآیند برابر ۲۰٪ تخمین زده است اما این Over design در اندازه خطوط لوله مربوط به برج، به مقدار ۱۵۰٪ در نظر گرفته شده است! چرا که این احتمال وجود دارد در ابتدای راه اندازی واحد عملیاتی یا در موارد خاص دیگر برج دچار طغیان شود. به همین علت برای آنکه انعطاف پذیری بیشتری برای کنترل شرایط عملیاتی برج وجود

داشته باشد، قطر خطوط لوله یاد شده بزرگتر در نظر گرفته می شود. به همین نسبت اندازه پمپ مربوط به آن نیز بزرگتر فرض خواهد شد.

از بزرگترین مشکلاتی که تیم های مهندسی ایرانی با آن درگیر هستند این مورد است که از تجربه عملیاتی کافی برای تخمین Over design های مورد نیاز فرآیند برخوردار نیستند و در فرض آن ها با مشکل برخورد می کنند. اما شرکت های بزرگ صاحب لیسانس و غول های این صنعت همچون BASF، Linde، Uhde، Lurgi و... بدلیل آنکه واحد های فرآیندی بسیاری را طراحی و اجرا کرده اند از پشتوانه تجربی بالایی برخوردارند و این قدرت تشخیص را بدست آورده اند که در هر واحد صنعتی و در هر فرآیند بخصوص، برای هر دستگاه خاص چه مقدار Over design لازم است. یکی از اشتباهات رایج در ایران آن است که در ابتدای مرحله طراحی تصمیم گرفته می شود برای تمامی تجهیزات به عنوان مثال ۲۵٪ Over design در نظر گرفته شود. در صورتیکه این کار اشتباه بوده و برای هر دستگاه، باتوجه به شرایط عملیاتی آن و محل قرارگیری آن در فرآیند باید Over design بخصوصی تخمین زده شود.

یکی از مواردی که اغلب در واحدهای پایلوت فرآیندی مدنظر قرار می گیرد و برای رسیدن به آن تلاش می شود، بدست آوردن این Over design های صحیح با بکاربردن حدس و خطاهای مختلف است.

- ☑ **از آنجایی که درکنار مباحث تئوری،گاهی نیز محاسبات از صنعت سرچشمه می گیرد (و نه از دانشگاه)، آیا می توان به طور مثال در رابطه با ارتباط دبی خوراک یک برج سینی دار با پهنای سینی ها، با تقسیم دو عدد ساده، به شاخص و قانونی برای محاسبه پهنای برج، در موارد مشابه دست پیدا کرد؟**

این مسئله در رابطه با برج های مشابه بصورت تقریبی (ونه قطعی) صدق کرده و معمولاً به نتیجه نزدیکی از طریق موارد مشابه می توان رسید اما نمی توان در طراحی تجهیزات فرآیندی به این داده ها و تخمین ها استناد کرد. مگر آن که در مواردی که به یک مقدار اولیه احتیاج است، از آن ها تنها به عنوان یک حدس و تخمین اولیه استفاده کرد و در ادامه محاسبات آن ها را تصحیح نمود. درغیر اینصورت تعمیم نتایج به قسمت ها و شرایط دیگر فرآیند احتمال بروز خطا را افزایش خواهد داد.

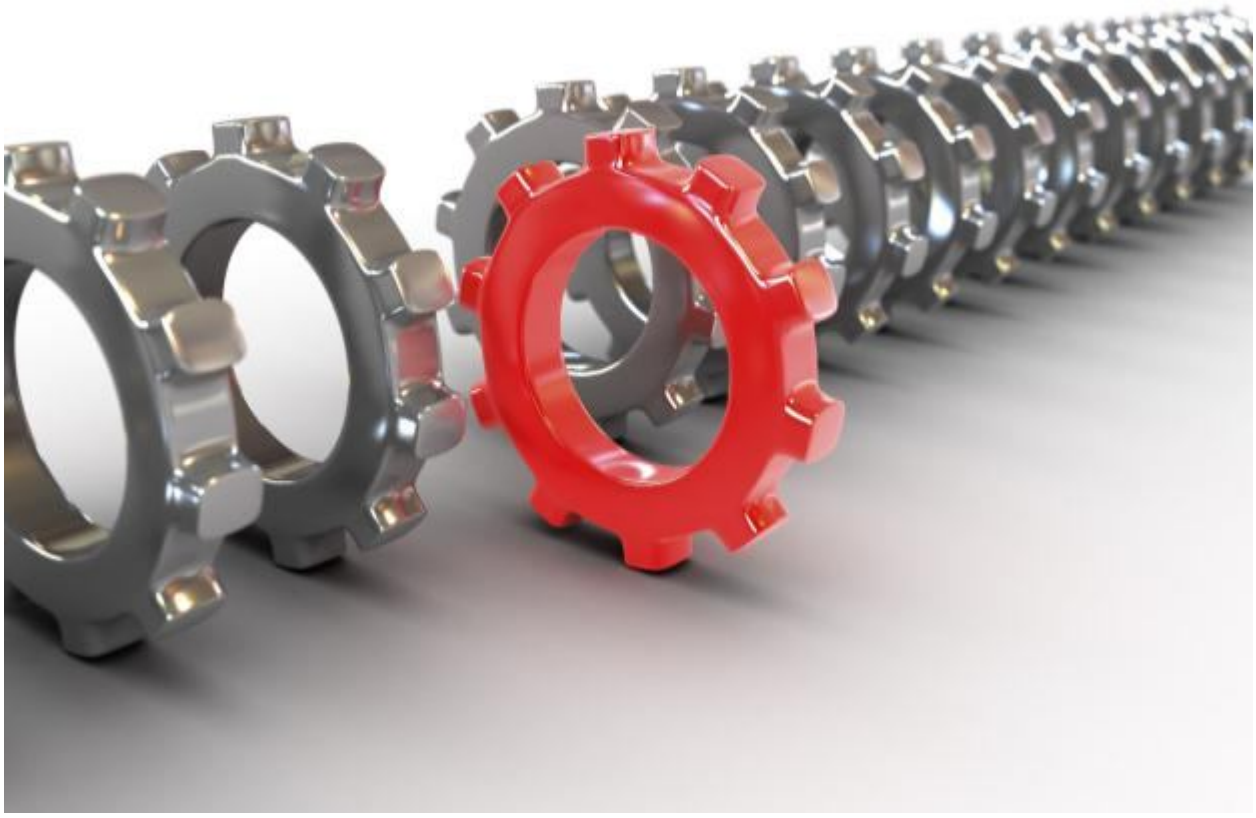
☑ بطور کل نقش یک مهندس فعال در این واحد صنعتی و یا واحدهای مشابه آن را می توان در چه مواردی برشمرد؟

وظیفه یک مهندس شیمی در این شرکت طراحی فرآیند وتجهیزات مورد نیاز و سفارش برای ساخت یا خرید آن ها، انجام پیش راه اندازی و راه اندازی واحد، تست کاتالیست، جمع آوری داده ها برای پژوهش های آزمایشگاهی و ... می باشد. این اقدامات با هدف ارتقاء و بهبود فرآیندها و با انجام تغییراتی در برخی قسمت های آن ها صورت می گیرد تا درنهایت به شرایط فرآیندی بهتر و یا کاتالیست های جایگزین موثرتر دست پیدا کرد.

اما در روال اصولی این اقدامات، اینگونه است که در برخی مراحل طراحی، مهندسین مکانیک آشنا با AutoCad، PDMS و دیگر نرم افزارهای کاربردیبر روی نقشه Detail واحد صنعتی کار کرده و نحوه نصب و قرارگیری تجهیزات و حتی زوایای نصب ادوات را بصورت دقیق و جزئی براساس استانداردهای موجود طراحی نمایند. اما در واحد MTP Demo به این مقوله اهمیت زیادی داده نشده و اغلب براساس تجربه عمل شده است. به این معنی که در چینش و نصب تجهیزات و ادوات بصورت تخصصی و با رعایت نکات فنی اقدام نگردیده است. یکی از موارد مهمی که در این مرحله باید مورد توجه قرار گیرد، دسترسی پرسنل بهره بردار به شیرهای بکار رفته در واحد و دیگر قسمت های پرکاربرد می باشد که متاسفانه در این واحد در برخی از قسمت ها دسترسی به شیرها و... دشوار است. دلیل این مسائل پیش آمده عبارت است از این که این واحد باید در مدت زمانی کوتاهی احداث می گردید، درنتیجه فرصت کافی برای اهمیت دادن به این موارد و مقوله ها وجود نداشته است. اما در واحدهای بزرگ تمامی این موارد تا حد ممکن رعایت می شود. شرکت های بزرگی

همچون سازه خاور، نارگان و... در طراحی، ساخت و نصب واحد های زیر نظر خود اغلب دقت لازم در این موارد را به خرج می دهند.

☑ در واحد صنعتی مربوطه چه مشکلات عملیاتی و فنی در تجهیزات و شرایط فرآیند رخ داده است و مهندسان واحد با چه تدابیری با آن مقابله کرده اند؟



- در واحد MTP Demo، از قسمت بالایی درام D-112 یک مسیر خروجی به سمت راکتور MTP فرستاده می شود. این خط لوله که یک لوله ۲ اینچ می باشد، جریان گاز را به سمت هیترهای الکتریکی ۱۵۲ تا ۱۵۶ هدایت می کند.در طراحی های شرکت Lurgi برای گرم کردن جریان عبوری، در قسمتی از این مسیر Heat trace در نظر گرفته شده است. اما در زمان عملیات نصب عایق های این خطوط لوله، در اثر ضربه وارده به آن Heat trace قطع شده و بطورکل از مدار خارج می گردد. از آنجایی که جایگزین

کردن مجددآن هزینه زیادی را برای مجتمع دربرداشت، به عنوان جایگزین آن از سیستم Steam trace استفاده گردید. بدین صورت که تمامی عایق های نصب شده بر روی خطوط لوله، مجدداً برداشته شده و یک خط لوله ۰/۵ اینچ به خط لوله اصلی فرآیند چسبانده می شود. با عبور جریان بخار از این خط لوله، گرمای منتقل شده از Steam، نقش همان Electrical heat tracing را ایفا خواهد کرد اما به ناچار مصرف Steam واحد افزایش می یابد که در نتیجه آن، بالاتر رفتن هزینه های Utility فرآیند، حاصل می گردد.

اما دلیل بکار گیری این Heat tracing ها چیست؟ علت این اقدام آن است که جریان DME گازی همراه خود حاوی مقادیری ترکیبات سنگین نیز می باشد که اگر در دمای جریان، مقداری افت دما به وجود آید به فاز مایع تبدیل می شوند. به همین جهت با بکارگیری این سیستم، دمای این جریان در طی مسیر انتقال به مرحله بعد کنترل می گردد.از این سیستم، در قسمت های دیگری از واحد نیز با همین منظور استفاده شده است که از آن جمله می توان به خط لوله ورودی گاز به کمپرسور ۴۰۱ اشاره کرد. بر روی این مسیر جریان هم یک سیستم Heat trace تعبیه شده است تا جریان گاز ورودی به کمپرسور به فاز مایع تبدیل نگردد.

- مشکل عملیاتی دیگری که در رابطه با Heat trace ها در فرآیند به وجود آمد، مربوط به راه اندازی اول و دوم واحد MTP می شود، که در این راه اندازی ها هنگامی که دما را افزایش می دادند و به راکتور DMEخوراک وارد می کردند، پس از گذشت حدود ۵ دقیقه دمای فرآیند کاهش پیدا می کرد و درنتیجه روند واکنش راکتور که در دمای خاصی صورت می گیرد بطور کامل می خوابید. بعد از بررسی تمام مسیر فرآیند، درنهایت مشخص شد Heat trace قرار داده شده بر روی مسیر Exchanger-112 تا Exchanger-113 دچار قطعی شده است. به همین جهت به ناچار در این قسمت واحد نیز Steam trace به کار گرفته شد تا مشکلی در روند انجام فرآیند صورت نگیرد.

❖ یکی از مشکلات فرآیندی دیگر در واحد MTP، مربوط به یکی از برج های تقطیر بخش جداسازی می شود. در حالت طبیعی انجام فرآیند، نمودار تغییرات دمای برج گواه این مساله است که دمای برج از قسمت پایین به سمت بالای آن دچار کاهش می شود که این امر بدلیل حضور Reboiler درپایین برج خواهد بود. اما در یکی از راه اندازی های واحد، پس از گذشت زمانی از آغاز فرآیند، نمودار تغییرات دما شرایط متفاوتی با حالت نرمال برج را گزارش می دادند. در واقع با پیش روی از میانه های برج به سمت فوقانی آن، افزایش مجدد دمای محفظه حاصل می شد.علاوه براین فشار محفظه برج نیز با گذشت زمان بالا و بالاتر می رفت.

پس از بررسی شرایط عملیاتی و فنی برج مشخص گردید علت این اتفاق سهل انگاری پرسنل و بسته بودن شیر Vent جریان (که در بالای برج و در قسمت کندانسور قرار دارد) بوده است. با بسته بودن این شیر، پس از ارسال جریان فرآیند به برج تقطیر، گاز نیتروژن موجود در برج (که در زمان Shut down واحد، برج با آن Purge گردیده بود و در زمان خارج از سرویس بودن برج نیز، فضای دستگاه با آن پر شده بود) در قسمت بالایی تجمع پیدا کرده و محبوس شده است. به همین دلیل جریان فرآیندی که درReboiler تبخیر شده و داغ می شود نیز درقسمت بالای برج تجمع پیدا می کند و دمای این نقطه را از قسمت های میانی بالاتر نگه می دارد. در این شرایط حتی کندانسور برج نیز نمی تواند عملیات خود را به خوبی انجام دهد. زیرا نیتروژن های رانده شده به سمت بالای برج در کندانسور نیز محبوس شده و این کندانسور قادر به میعان سازی آن ها نخواهد بود. در نتیجه جریان برگشتی به سمت پایین برج نیز برقرار نمی شود. با باز کردن مسیرهای Vent خروجی و تخلیه فضای برج از بخارات نیتروژن، رفته رفته برج به شرایط عادی باز می گردد.

❖ همواره در صنعت برای تمامی شیرهای کنترل، یک مسیر Bypass نیز درنظر گرفته می شود تا اگر تحت شرایطی، شیر کنترل بسته شده و مسیر اصلی فرآیند قطع شود، مسیر دیگری نیز وجود داشته باشد که جریان

از طریق آن ادامه پیدا کند. در یکی از پروژه های شرکت پژوهش و فناوری، به علت کمبود فضا برای یکی از Control valve ها مسیر Bypass تعبیه نگردید و در واقع این کار بصورت نیمه تمام انجام شد. با این وجود در هیچ یک از راه اندازی ها مشکلی ایجاد نگردید تا اینکه در راه اندازی آخر این پروژه، برای زمان حدود ۳ تا ۴ دقیقه اینشیرکنترل Failed کرده و کل جریان خوراک به راکتور قطع شده است. با این مسدود شدن جریان، فشار خط لوله رفته رفته افزایش پیدا می کند تا اینکه نهایتاً قسمتی از لوله سوراخ شده و حتی باعث از بین رفتن یکی از المنت های حرارتی واحد نیز می شود! این اتفاق حتی به علت حضور هیدروژن در سیستم که خاصیت انفجاری دارد، احتمال انفجار در فرآیند را نیز بوجود آورد که خوشبختانه حادثه بدتری اتفاق نیفتاد.

- از اتفاقات رخ داده شده در مسئله ESD ها و در واحد MTP می توان به سه مورد زیر اشاره کردمورد اول مربوط به قطع شدن جریان بخاری است که به راکتور MTP وارد می شود. این بخار فرآیندی که در درام D-121 تولید می شود وظیفه پایین آوردن دمای راکتور را نیز بر عهده دارد. لوله ای که این عایق را به راکتور می رساند "۱/۵ قطر دارد و بر روی آن هم عایقیبا ضخامت ۱۵ سانتیمتر قرار گرفته است. در جریان این اتفاق یکی از مهندسین بهره بردار متوجه می شود که از انتهای این لوله آب بصورت قطره قطره چکه می کند. بعد از بررسی مشخص می شود که جوش لوله به راکتور باز شده است و بخار به جای واردشدن به راکتور، به محیط فرستاده می شود. به همین دلیل دمای راکتور افزایش پیدا می کند و درنهایت با فعال شدن UV ها راکتور از سرویس خارج می شود تا به کاتالیست بسترهای آن آسیبی وارد نگردد.
- حادثه بعد و مورد دوم از این دسته، مربوط به خرابی به وجود آمده در پمپ P-121واحد MTPاست که جریان فاز آبی را از قسمت پایین Quinch tower به درام بخارساز D-121 انتقال می دهد. در نتیجه این قطع شدن جریان،سطح مایع در این برج پایین خواهد آمد.. ازآنجایی که توجه مهندسین بهره بردار زمانی به این اتفاق جلب شد که سطح مایع در آن کاهش بسیار زیادی پیدا کرده بود تنها اقدام وگزینه آخری که در آن شرایط قابل انجام بود مسئله ESD و تغییر در وضعیت UV ها بود.
- یکی از اتفاقات دیگری که در این واحد به وقوع پیوست، عمل کردن ESD-0121 در اثر افت دمایی جریان ورودی به بستر اول راکتور MTP بود.در زمان این رخداد علارغم وجود جریان مناسبی از بخار هرچه به میزان انرژی داده شده توسط HE-151 افزوده می شد، اما تغییر چندانی در دمای جریان ورودی به راکتور به وجود نمی آمد. پس از بررسی ادوات و تجهیزات، مشخص شد که علت این مشکل جنس و ضخامت نامناسب عایقی است که مسیر ۳ تا ۴ متری هیتر الکتریکی تا بستر اول راکتور را عایق کرده بود ومتاسفانه پیمانکار نصب واحد با سهل انگاری و برخلاف اسناد، ضخامت و جنس نامناسبی از عایق را قرار داده بود. این تغییر باعث می شد دمای جداره خارجی عایق بسیار بیشتر از دمای ۶۰-۵۰ درجه سانتیگراد

مقررشده باشد و انرژی حرارتی از طریق آن اتلاف گردد. این کوتاهی پیمانکار باعث انجام عایق کاری مجدد و صرف هزینه دوباره برای ترمیم آن در واحد گردید.

- در واحد پایلوت MTP، یکی از مشکلاتی که هنگام feed زدن فرآیند رخ داده است این اتفاق بودکه ناگهان فشار یکی از راکتورها بیش از حد مجاز افزایش یافت.برای رفع این مشکل قسمت های مختلف بررسی گردید و در نهایت مشخص شد که اشکال در خرابی یکی از FIC های به کار رفتهدر پایلوت بود.این خرابی به علت تغییر شکل در یکی از اجراء داخلی کنترلر (شبیه به یک واشر) اتفاق افتاد که نتیجه این خرابی، این رخداداست که کنترلر حد نهایی مشخص شده برای جریان عبوری را کنترل نکرده و در نهایت با ورود بیش از حد جریان به راکتور، فشار آن بالاتر از میزان مجاز خواهد شد.با تعویض قطعه ی یاد شده این مشکل برطرف گردید.
- همواره در طراحی تجهیزات، شرایط مختلف یک فرآیند لحاظ می شود و مبنای محاسبات را حالت های مختلف جریانی قرار می دهند تا ادوات و تجهیزات واحد در تمامی حالات، عملیات خود را انجام دهند. به عنوان مثال شرایط و ترکیب های جریان معمولاً از Start of run تا End of run کاملاً متفاوت است به همین دلیل بطورمثال در طراحی یک مبدل شرایط Start of run، Middle of run و End of run در نظر گرفته می شود و با ترکیب این موارد محاسبات انجام می گیرد تا مبدل در طول انجام فرآیند با مشکلی برخورد نکند. منشا یکی دیگر از مشکلات عملیاتی فرآیند، ایراد و کمبودهای طراحی مهندسان ایرانی و ضعف آن ها در بحث واکنش های شیمیایی فرآیندها می باشد. درواقع این تیم های مهندسی، قدرت و تجربه کافی را برای پیش بینی شرایط مختلف فرآیندی ندارند و باوجودآنکه Over design را در محاسبات طراحی خود اعمال می کنند بازهم تجهیزات با مشکلاتی روبرو می شوند. این مشکلات عملیاتی که اغلب در راه اندازی ها نیز نمود پیدامی کند،گاهی بصورت عمل نکردن مبدل حرارتی طراحی شده، در شرایط End of run یا... بروز کرده و در روند فرآیند اختلال وارد می کند.

❖ دسته دیگری از مشکلات عملیاتی، ناشی از اشراف نداشتن کامل به شرایط فرآیند و یا صرف نظر کردن از برخی موارد است. به طور مثال گاهی براساس یک طراحی اولیه واحد، پمپ مورد نیازی خریده می شود اما پس از قرار گرفتن در مرحله راه اندازی واحد، مشخص می شود به علت استفاده زیاد از زانویی ها و یا طولانی بودن مسیر خطوط لوله، افت فشار زیادی به وجود آمده و توان پمپ تامین شده پاسخ گوی شرایط واقعی فرآیند نیست. به همین دلیل گاهی مشکلات بوجود آمده فرآیندی، صرف نظر از اشکالات Operation، ریشه در طراحی نیز دارد.

از جمله این مشکلات ناشی از طراحی می توان به واحد الفین پتروشیمی مارون اشاره کرد که توسط شرکت Linde طراحی و ساخته شده است. اگرچه این شرکت از قدرتمندترین شرکت های طراحی مهندسی در دنیا به شمار می رود اما با این وجود هنگامی که این واحد Shut down می خورد سیستم Safety درنظر گرفته شده برای آن به درستی عمل نکرده و پس از آن دمای کویل کوره ها تاحدی بالا رفته که تعدادی از کویل های واحد ذوب شده و دو عدد از کوره ها بطورکل از مدار خارج گردیده است. این اتفاق باعث گردید افتتاح این واحد از اواخر سال ۱۳۸۴ تا سال ۱۳۸۶ به تاخیر بیفتد! نکته ای که خسارت ناشی از این مشکل عملیاتی را چندین برابر می کند در ذات گازی بودن این واحد است. مشکل واحدهای گازی در این است که گازی که به عنوان خوراک از واحدهای تولید کننده پایین دست به این واحدها ارسال می شود یا باید درفرآیند مصرف گردد و یا درحالت Shut down واحد باید به سمت Flare فرستاده شود.زیرا امکان ذخیره سازی آن در مقیاس بسیار بالا وجود ندارد.به همین دلیل در تمام مدت تاخیر در راه اندازی واحد، خوراک ارسالی به مجتمع در Flare سوزانده می شد!! (میزان این هدر رفت تا حدی بودکه در این مدت شعله فلر ۳۰ تا ۴۰ متر زبانه می کشید!)

❖ یکی از اشکالات طراحی که در طی فرآیند در واحد پایلوت .R.P.B بروز کرد، ایجاد حالتی شبیه به طغیان (در برج ها) در قسمت پایین محفظه Rotary packed bed بود. این حالت که در طی عملیات و در

دوران های بالاتر شدت بیشتری پیدا می کرد، علاوه بر تاثیر بر عملیات انتقال جرم و جریان های خروجی از فرآیند، با لرزش ها و ضربه های زیادی نیز همراه بود. در جهت مقابله با این اتفاق نامطلوب، بافل هایی به اطراف قسمت پایینی محفظه اضافه گردید که محل قرار گیری آن ها در شکل مربوطه، در مبحث .R.P.B نشان داده شده است.

- عمده این مشکلات که در واحدهای نیمه صنعتی به وجود می آید، ریشه در کوچک بودن اندازه و مقیاس واحد و تجهیزات آن ها دارد. در واقع به علت کم بودن ظرفیت فرآیند، به ناچار اندازه ادوات و دستگاه ها تا حد زیادی به نسبت مقیاس صنعتی کوچک تر خواهد بود. حال در این شرایط هنگامی که درامی از یک حدود کوچکتر می شود، کنترل شرایط آن سخت تر بوده وباکوچکترین نوسان یا تغییر در دور پمپ ها، احتمال خالی شدن کامل درام وجود داردکه دراین حالت، شرایط تمام واحد به هم می ریزد. به همین جهت گاهی کنترل شرایط فرآیندی در این واحدها، بخصوص در زمان های راه اندازی، دقت و سرعت عمل بیشتری را طلب خواهد کرد.

جمع بندی

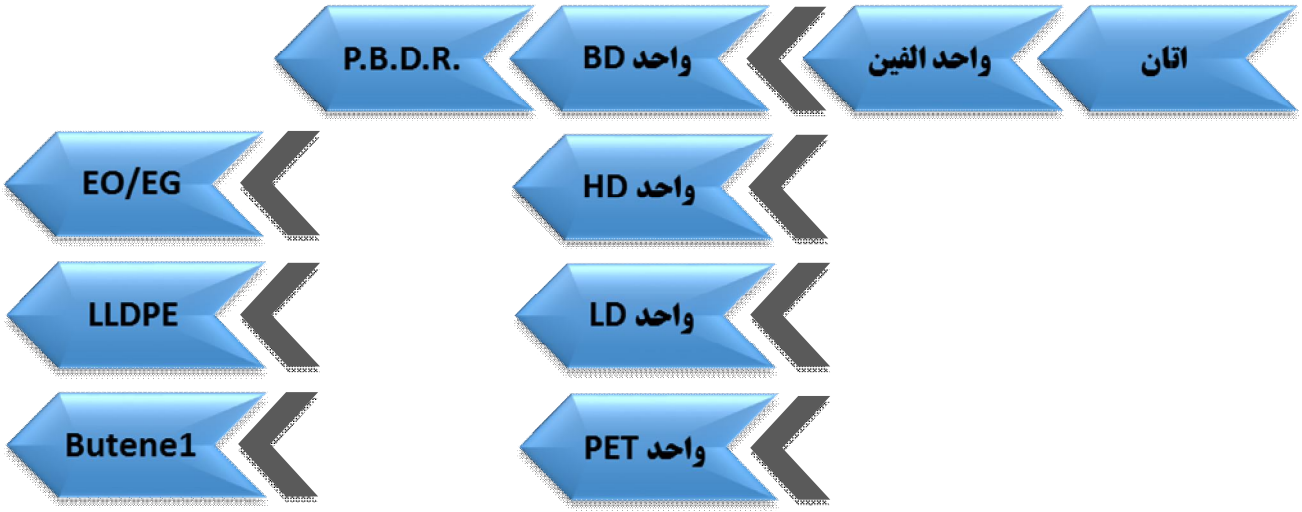
در انتهای این مطلب می توان برخی از نکات را که به عنوان سیاست گذاری های اصلی، از جانب شرکت های صاحب امتیاز در زمینه واحدهای فرآیندی، مورد هدف گذاری قرار داده می شود، دسته بندی نمود. طبیعتاً به جز این موارد نکات دیگری نیز وجود دارد و در این مطلب تنها به تعدادی از موارد مهم آن اشاره می شود.

➢ بحث فرآیندی:

- ✓ در این قسمت سعی می شود به چند نوع از اصلاحات مرتبط با فرآیند اشاره کرد.بطورکل نکته ابتدایی و هدف اصلی در تهیه یک پکیج مهندسی برای یک واحد عملیاتی بخصوص، وجود فرآیندی است که بهینه ترین شرایط را، آن هم از هر حیث، فراهم سازد. از این رو همواره ارتقاء فرآیند و اصلاح شرایط و نتایج حاصل از آن از اولویت های این شرکت ها به شمار می رود. از جمله این موارد می توان به بهبود درصد تبدیل واکنش اصلی و کاهش تولید محصولات جانبی اشاره کرد. همان طور که در توضیحات بخش ۱۵۰ راکتور نیز آورده شد، این کار باعث می شود به ازای واحدهای کمتری از خوراک، میزان محصول بیشتری تولید گردد که این تغییر در مقیاس صنعتی یک واحد عملیاتی مقدار قابل توجهی خواهد شد. همانطور که در آن مبحث نیز اشاره شد، بطور مثال این تغییر برای واکنش MTP، می تواند فرآیند تولید ۱ واحد پروپیلن از ۳/۶ واحد خوراک متانول را به فرآیندی با تولید ۱ واحد پروپیلن از هر ۳ واحد متانول تبدیل نماید. درواقع دراین حالت از تولید محصولات با ارزش افزوده کمتر اجتناب شده ومیزان بیشتری از محصول با ارزش واصلی فرآیند فراهم می شود که این اصلاح، سودآوری بالایی به بار خواهد آورد.

- ✓ همان طور که در مباحث قبلی نیز به آن اشاره شد، از جمله تدابیری که برای این مطلوب اندیشیده می شود می توان به مدیریت جریان های برگشتی فرآیند و پیدا کردن بهینه ترین حالت بازگرداندن آن ها به فرآیند اشاره کرد. به عبارت دیگر به جای بازگشت دادن این جریان ها به یک قسمت ابتدایی فرآیند، با تقسیم آن ها در قسمت های مختلف، راندمان بالاتری درروند فرآیند بدست خواهد آمد و بدین ترتیب یک فرآیند رفته به رفته اصلاح می گردد.
- ✓ مورد دیگری که در اصلاح فرآیند به آن توجه می شود، بهبود شرایط آن به صورتی است که قابلیت انطباق پذیری با خوراک های نا خالص تر را نیز داشته باشد و در واقع فرآیند از حیث خوراک فرآیندی ارتقاء یابد. در اینصورت در هزینه های عملیاتی لازم برای فراهم سازی خوراک واحد صرفه جویی شده و از ابعاد فرآیند کاسته می شود.این تغییردر خلوص خوراک (حتی به میزان چند درصد)، ممکن است در یک فرآیند خاص حتی تا چندین مرحله از خالص سازی خوراک فرآیند بکاهد که این خود،کاهش هزینه های تجهیزات وعملیاتی را در برخواهد داشت.
- ✓ از تغییرات دیگری که در واحدهای فرآیندی به چشم می خورد، استفاده بهینه از تمامی جریان های موجود است. به عنوان مثال برخلاف اکثر واحدهایی که در صنایع پتروشیمی ایران دیده می شود، امروزه در واحدهای عملیاتی تا حد امکان سیستم های فلرینگ حذف گردیده است. اگرچه وجود این سیستم ها برای مواقع اضطراری یا Shut down واحد ضروری است، اما در شرایط بحران اقتصادی و انرژی کنونی، سعی بر این است که از فرستادن جریان ها به سیستم های فلر (جریان هایی که تاپیش از این بی ارزش قلمداد می شد) جلوگیری شده و با طراحی فرآیندهای پایین دستی، از این جریان ها نیز برای تولید محصولاتی با ارزش افزوده بهره گرفت. به عبارت دیگر همواره سعی بر این است تا حداکثر پتانسیل موجود در فرآیند به کارگرفته شده و سودآوری بیشتری برای آن فراهم شود.

- ✓ استراتژی دیگری که از جانب این کمپانی های طراح دنبال می شود، نگاهی کلی نگرانه به مجموعه ای از فرآیندهای عملیاتی است. در واقع به هرکدام از واحدهای صنعتی مربوطه، به عنوان حلقه ای از یک زنجیره صنعتی نگریسته شده که با قرارگیری آن ها در کنار یکدیگر، پازل سودآوری اقتصادی تکمیل تر می گردد.به بیان دیگر بر خلاف گذشته که در مجتمع های پتروشیمی، فرآیندهای تولیدی مختلف بصورت پراکنده طراحی می گردید و محصولات آن ها به فروش می رسید، امروزه سعی در متمرکز کردن این فرآیندهاست تا ارزش افزوده حاصل شده از مجموعه این فرآیندها چندین برابر گردد. به عنوان مثالی برای این زنجیره های فرآیندی در طراحی پروژه های کنونی، می توان به مجموعه واحدهای کلرآلکالی، EDC/VCM و PVC اشاره کرد.ماحصل این فرآیند ارزش افزوده محصولات نهایی E-PVC (به ارزش حدود ۶۰۰۰ دلار بر هر تن) و S-PVC (با قیمت حدود ۲۸۰۰ دلار بر تن) است که بسیار بیشتر از ارزش محصول فرآیند ابتدایی این زنجیره (محصول کلر به ارزش تقریبی ۲۹۰ دلار بر هر تن) خواهد بود. از این دسته زنجیره های فرآیندی می توان به موارد زیر نیز اشاره کرد:



- ✓ از دیگر زمینه هایی که از جانب شرکت های صاحب امتیاز مورد تاکید قرار می گیرد، مبحث کاتالیست فرآیند و پیشرفت و ارتقاء آن است. یکی از اهداف این تغییرات آن است که پایداری کاتالیست در فرآیند افزایش یافته و بازه های زمانی میان فرآیند های احیا در آنها افزایش یابد. با این تغییر در واحدهای صنعتی مربوطه، با نیاز کمتر به فرآیندهای احیا عملا زمانهای بیشتری در حال عملیات قرار دارد و تولید محصولات آن سودآوری بیشتری را به ارمغان می آورد. هدف دیگر از پژوهشهای کاتالیستی به مقاوم سازی آنها مربوط می گردد. در واقع با افزایش مقاومت کاتالیستها در برابر عوامل زیان آور، علاوه بر کاهش هزینه های میانگین سالانه تعویض کاتالیست، انعطاف پذیری فرآیند در برابر جریانهای مختلف خوراک نیز افزایش یافته که این خود می تواند زمینه ساز کاهش هزینه های خالص سازی خوراک گردد.

➢ مبحث محیط زیست:

- ✓ امروزه در شرکت های صاحب امتیاز دنیا، در طراحی واحدهای صنعتی مربوطه، توجه به مسائل محیط زیستی از اهمیتی بسیار بالا برخوردار است (این موارد اغلب در گروه های فنی و مهندسی ایرانی کمتر مورد توجه قرار می گیرد).این توجه تاجایی است که تمهیداتی که برای این واحدها اندیشیده می شود روز به روز سختگیرانه تر و محتاطانه تر می گردد وهمواره هر شرکت، استانداردهای جدیدتری برای واحدهای طراحی شده خود اعمال می کند.در طرف مقابل، رفته رفته از نظرخریداران وسرمایه گذاران طرح هاهم (البته به جز درکشورهای توسعه نیافته) توجه به مقوله کاهش آلودگی های تولیدی، اهمیت بیشتری پیدا کرده است. به گونه ای که در بسیاری از موارد، مشتاق به صرف هزینه وپرداخت مبالغ بالاتر برای حق امتیاز طرح های پاک تر و با استانداردهای سختگیرانه تر هستند که دوستدار محیط

زیست خواهند بود. این ارتقا و اصلاح طرح ها، شامل کاهش آلودگی های صوتی، پسابی، آلاینده های هواو... تولید شده در واحدهای صنعتی یاد شده می شود.

- ✓ این استاندارد ها در میان کمپانی های مختلف نیز متفاوت بوده و هر کدام از آن ها برای طرح های خود، متناسب با سرمایه گذاری انجام شده، استانداردهای مختلفی را بکار می گیرند.برای مثالی از این تفاوت، میتوان به این مورد اشاره کرد: در طراحی یکی از واحد های صنعتی که از جانب شرکتBASF انجام می گردید، قسمتی از خدمات مهندسی و طراحی آن به شرکت Linde محول گردید. با وجود آنکه شرکت Linde خود از کمپانی های بزرگ صاحب امتیاز در دنیا به شمار رفته و استانداردهای بسیاری را در طرح های خود اعمال می کند، در ابتدای آغازبه کار گروه های مهندسی این شرکت، ۶ کانتینر حاوی اسناد و اطلاعاتی که پیرامون استانداردهای لازم در طراحی واحد بود، از جانب شرکتBASF به این شرکت ارسال گردید تا علاوه بر استانداردهایی که شرکتLinde در طرح های خود اعمال می کند، این استانداردها نیز رعایت گردد!
- ✓ برای نمونه ای از استانداردهای سخت گیرانه این شرکت می توان به استاندارد آلودگی صوتی در این واحد صنعتی اشاره کرد. حداکثر شدت صوت مجاز تولیدی که می بایست در طراحی ادوات و تجهیزات این واحد اعمال می گردید، مقدار ۴۰ دسی بل می باشد که حتی از استاندارد آلودگی صوتی در شهرها و محل های سکونت (در روزها برابر ۵۵ دسی بل و در شب ها به مقدار ۴۵ دسی بل) نیز پایین تر خواهد بود! به تبع، ارزش تمام شده این طرح و حق امتیاز مربوط به آن بسیار بالاتر از واحدهای فرآیندی مشابه خواهد بود اما با این وجود از جانب بسیاری از سرمایه گذاران مورد استقبال قرار خواهد گرفت.

➢ از دیدگاه عملیاتی:

- ✓ مقوله دیگری که در طراحی واحد به آن توجه زیادی می شود در اصطلاح "Easy operation" نام دارد. در واقع در تمامی مراحل طراحی، نصب و... این نکته لحاظ می شود تا کار با واحد فرآیندی به آسان ترین شیوه ممکن امکان پذیر باشد. این مطلوب در مقوله کنترل فرآیند، با سیستم های کنترلی قوی و هوشمند نمود پیدا می کند که تا حد ممکن در مواقع اضطراری، تمامی پیش بینی ها را انجام داده و فرمان های لازم را صادر می کند تا فرآیند را کنترل نماید (البته ذکر این نکته لازم است که الزاماً خودکار بودن [تمام] فرمان های سیتم کنترلی ضریب امنیت را بالا نبرده و اتوماتیک بودن عملکرد آن بیشتر از یک حد، امنیت فرآیند را به خطر می اندازد).
- ✓ این مقوله در طراحی ادوات و تجهیزات و نحوه چینش آن ها در واحد نیز بسیار تاثیر گذار است. در واقع تجهیزات به گونه ای در واحد قرار گرفته و نصب می شوند تا بهترین و مناسب ترین حالت دسترسی به قسمت های مختلف دستگاه ها برای پرسنل عملیاتی و یا تجهیزات کمکی از قبیل جرثقیل، بالابر و... فراهم گردد. این کار علاوه بر آنکه سهولت اقدامات را در زمان های تعمیر و یا... فراهم می کند، در زمان های ایجاد حادثه نیز سرعت عملیات امداد رسانی را افزایش می دهد.