

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES



Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Mémoire de Master

Présenté par

BOUKHRIS Mouniet Nefouss

MEBCHICHE Zineb

Filière : Génie des procédés

Option : Technologie de la pétrochimie

**Etude du décomposeur 022E001 et du laveur 022E003 de la boucle
de synthèse de l'urée au niveau du complexe Sorfert d'Arzew**

Devant le jury :

.....	Président
.....	Examineur
.....	Examineur
.....	Examineur
BEDDA	Kahina	MA/A	UMBB	Encadreur

Année Universitaire : 2015/2016

Remerciements

En préambule à ce mémoire nous remercions ALLAH qui nous aide et nous donne la patience et le courage durant ces longues années d'étude.

A nous parents pour nous avoir encouragé et permis d'entreprendre la formation de (nom de matière). Sans eux, nous nous ne serions pas là.

La réalisation de ce mémoire a été possible grâce au concours de plusieurs Personnes à qui nous voudrions témoigner toute notre reconnaissance.

Nous voudrions tout d'abord adresser toute notre gratitude l'ingénieure MR Bensabre Nadir notre encadreur de stage pour sa patience, sa disponibilité et surtout ses judicieux conseils, qui ont contribué à alimenter de notre réflexion

Nous tenant à remercier sincèrement l'organisme de complexé d'accueil sorfert :MR Ahmed Fathi Ahmed, MR Abdo, MR Amine MR Mohamed, Benchani, et les ingénieurs égyptiens : MR Ahmed Salah MR Hicham Ibrahim MR Ahmed Mostapha .

Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à tous les professeurs qui nous ont enseigné et qui par leurs compétences nous ont soutenu dans la poursuite de nos études.

à notre encadreur Mme Bedda Kahina de mémoire de fin d'étude, pour ses précieux conseils et son orientation ficelée dans ce travail.

Enfin nous voudrions exprimer notre reconnaissance envers les amis et collègues qui m'ont apporté leur support moral et intellectuel tout au long de notre démarche.

Mouniet Nefouss et Zineb

DEDICACES

*C'est avec profonde gratitude et sincères mots,
que je dédis ce modeste travail de fin d'études à
mes chers parents ; qui ont sacrifiés leurs vie pour
ma réussite et m'ont éclairé le chemin par
leurs conseils judicieux,*

*J'espère qu'un jour je pourrai leurs rendre un peu de ce qu'ils ont
fait pour moi, que dieu leur prête bonheur et longue vie.*

À mes sœurs et mon frère.

A mes amis.

Et chaleureusement à mon twix jaune ; Mebchiche Zineb .

Boukfiris Mouniet Nefouss

DEDICACES

Je dédie ce modeste travail à ceux qui sont la source de mon inspiration et mon courage, à qui je dois de l'amour et de la reconnaissance. Aux êtres qui me sont très chers dans cette vie ; eux qui ont consenti tant d'effort pour mon éducation ; qui ont depuis toujours portés un grand intérêt pour mes études pour me voir atteindre ce but ; et pour cela

A savoir mes parents je leur dis :

Merci PAPA du fond de mon cœur pour ton éducation, ton assistance et ton encouragement.

Je te dis merci et mille fois merci MAMA pour ta patience ; ton sacrifice et réconfort moral ; ton soutien permanent et illimité durant toutes ma vie.

Avec ma fidélité et tout mon amour ; mes parents je ne pourrai jamais égaler votre mérite.

A mes sœurs : choucha ,fati ,kika et mes freres : amar ,fathi ,ossama.

Sans oublier mes grands mères Fatima et Mimouna.

A tous les membres de ma famille sans exception.

A mon twix rouge Mouniet nefouss pour tous les moments de joie et de peines qu'on a passés ensemble ; et sa famille qui me recueille pendant la période de stage.

A tous mes proches : Asmaa 13, Nadia 13, Amel38, Asmaa38, Meriem25, Meriem07 Kenza 35, Noura30, Assia38, Sara38, Ahlem38, Soumia 38, Amina38, Houda, Fatiha, Siham21.

A mes voisines : Amina35, Lydia35, Amina34, Boutaina25, Khawla25, Chahra19, Houda24.

A tous ceux qui sèment le bonheur dans mon chemin.

A tous ceux que j'aime.

A ceux qui arrivent à penser à zineb.

Mebchiche Zineb

SOMMAIRE

Introduction générale.....	1
----------------------------	---

Chapitre I Présentation du complexe Sorfert

I-1 Introduction	2
I-2 Fiche technique.....	2
I-3 Situation géographique du complexe Sorfert	2
I-4 Les principales zones du complexe	3
I-5 Conclusion	9

Partie théorique

Chapitre II Généralités sur la production de l'urée granulée

II-1 Introduction.....	10
II-2 Définition de l'urée.....	10
II-3 Type d'urée.....	11
II-4 Utilisation.....	11
II-5 Propriétés de l'urée.....	12
II-6 Théorie sur le processus de production de l'urée.....	12
VII-Conclusion.....	21

Partie technologique

Chapitre III Description de l'unité de production de l'ammoniac

III-1 Introduction	22
III-2 Production de l'ammoniac	22
III-3 Description de la production des utilités liées aux unités NH ₃	28
III-4 Conclusion.....	29

Chapitre IV Description de l'unité de production de l'urée granulée

IV-1 Introduction	30
IV-2 Description du procédé	30
IV-3 Les normes commerciales d'urée granulée	54
IV-4 Conclusion.....	54

Partie calculs

Chapitre V Etude du décomposeur 022E001

V-1 -Introduction	55
V-2 Description du fonctionnement du décomposeur 022E001.....	55
V-3 Calculs des bilans massiques et énergétiques	65
V-4 Conclusion.....	75

Chapitre VI Etude du laveur HP 022E003

VI-1 Introduction	76
VI-2 Description du fonctionnement du laveur HP 022E003.....	76
VI-3 Problématique.....	84
VI-4 Calcul des zones d'explosions.....	85
VI-5 Conclusion.....	93

Partie hygiène et sécurité

Chapitre VII Hygiène et sécurité au niveau du complexe Sorfert

VII-1 Introduction	94
VII-2 Les zones de risque au niveau du Sorfert	94
VII-3 Les mesures de sécurité.....	94
VII-4 Protection de l'environnement.....	95
VII-5 Politique HSE.....	95
VII-6 La toxicité de l'ammoniac, ses risques, son stockage et certaines précautions de manipulation.....	97
VII-7 Analyse des risques d'explosion par la méthode HAZOP.....	98

Partie économique

Chapitre VIII Données économique du complexe Sorfert

VIII-1 Introduction	102
VIII-2 Evolution du prix de l'urée	102
VIII-2 Cout de la construction du complexe	103
VIII-4 Développement économique de Sorfert	104
VIII-Conclusion	104
Conclusion générale.....	105

Annexes.

Liste des abréviations.

Glossaire.

Liste des figures.

Liste des tableaux.

Bibliographie.

Résumé.

Introduction générale

L'urée qui est produit sous forme granulé pour faciliter l'écoulement libre dans l'agriculture doit répondre à certaines exigences commerciales, c'est un engrais azoté concentré qui contient 46% d'azote, de plus il est le moins cher des engrais azotés et le plus facile à transporter, ce qui le rend disponible dans les pays en voie de développement.

On utilise également l'urée pour la fabrication des matières plastiques, des peintures, des produits cosmétiques, en médecine et aussi en tant que réducteur dans les réductions catalytiques et non catalytiques de combustion de NOX dans les véhicules.

Vu le rôle primordial qu'il joue récemment dans l'économie du pays, le complexe industriel Sorfert Fertilizer d'Arzew est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures en Algérie, il a été conçu pour synthétiser de l'ammoniac liquide et produire de l'urée engrais en utilisant le procédé Allemand Thyssen Krupp UHDE.

Parmi les différentes zones du complexe, on distingue la zone de production qui se compose de 02 unités de production de l'ammoniac et une unité de production d'urées. 20% de la production de l'ammoniac est envoyée vers l'expédition et 80% est utilisée en tant que matière première avec le dioxyde de carbone pour fabriquer l'urée granulé.

Notre mémoire de fin d'études a été réalisé au niveau de l'unité d'urée à Arzew, l'objectif de notre travail consiste à :

- Etudier le décomposeur HP (comparaison entre le design et le cas actuel).
- Etudier le risque d'explosion dans le laveur HP avec et sans le réacteur de déshydrogénation.

Le mémoire s'articule outre l'introduction et la conclusion sous forme de huit chapitres :

Chapitre I : Présentation du complexe de Sorfert.

Chapitre II : Généralités sur la production de l'urée.

Chapitre III : Description de l'unité de production de l'ammoniac.

Chapitre IV : Description de l'unité de production de l'urée granulé.

Chapitre V: Etude du décomposeur.

Chapitre VI : Etude du laveur HP.

Chapitre VI : Partie Hygiène et sécurité.

Chapitre VIII : Partie économique.



Chapitre



I

Présentation du complexe

Sorfert

I-Présentation du Complexe Sorfert**I- 1 Introduction**

Le complexe industriel d'ammoniac **SORFERT** est, parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, cette usine fait partie d'un partenariat entre l'entreprise algérienne Sonatrach et l'entreprise égyptienne Orascom construction industries établie le 10 juin 2007, sous la loi 51/49 exploitée par la société Sonatrach en Algérie. Il a été conçu pour assurer le transport, sous forme d'ammoniaque liquide et de l'urée engrais.

I-2 Fiche technique

- Superficie : 37 hectares
- Construction par : Orascom construction industries.OCI
- Date de construction : Février 2007
- Date de démarrage : Décembre 2011
- Alimentation en gaz naturel : RTO.
- Procédé : Thyssen Krupp uhde.
- Nombre de train : 02.
- Capacité de stockage : 75.000 m3 d'ammoniac liquide.
- Un hangar de stockage d'urée de 100000 m3
- Température de chargement du produit : -33 °C.

I -3 Situation Géographique du Complexe Sorfert

Le complexe Sorfert est situé dans la zone industrielle d'Arzew à l'ouest de Béthioua, à 6 Km de la ville d'Arzew, 40 Km à l'est d'Oran, il couvre une superficie de 37 hectares et se compose notamment de plusieurs zones.





Figure I-1 : vue aérienne du complexe Sorfert

I-4 Les Principales Zones du Complexe

Le complexe Sorfert se partage en plusieurs zones :

I -4-1 Zone 1

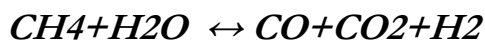
Elle est composée de deux trains identiques, indépendants fonctionnant en parallèle d'une capacité de production de 2200 t/j chacun, une unité de production de vapeur, unité d'énergie électrique et de l'air instrument, le gaz naturel d'alimentation arrivant aux limites de batterie de l'usine est également distribué à chacun des trains par un réseau de canalisations (la capacité contractuelle installée est de 200 000 m³ de GN).

I -4-1.1 Unité D'ammoniaque

L'usine Sorfert a deux trains chacun de production 2200 t/j d'ammoniaque, la production est basée sur le gaz naturel pour obtenir l'hydrogène et l'azote à partir de l'air qui sont les composants principaux, exigés pour la synthèse d'ammoniaque, étant donné que le gaz naturel algérien contient l'hélium et le mercure, on a ajouté des unités additionnelles pour les extraire. L'hélium aurait eu comme conséquence la production non économique d'ammoniaque et le mercure à un effet très corrosif et sa présence affecterait le matériel de la construction.



Le gaz naturel est reformé avec la vapeur dans 288 tubes catalytiques dans le reforming primaire où approximativement 88% d'alimentation de gaz naturel est reformé à l'hydrogène, l'oxyde de carbone, anhydride carbonique selon l'équation générale :



Un autre reforming aura lieu dans le réacteur secondaire, par l'admission d'air de processus où le CH₄ résiduel atteint 0.3% vol et comme source de l'azote.

La purification du flux de gaz de processus prend place dans le réacteur de haute température et le réacteur de basse température, la suppression de CO₂ se déroule par aMDEA (solution de méthyle Di-éthanol Amine active) après, le CO₂ est compressé vers l'unité de production d'urée.

Toute trace du CO et CO₂ est convertie en méthane dans la section de méthanisation où le gaz de synthèse, soi-disant principalement H₂ et N₂ est comprimé et refoulé pour les réacteurs du procédé d'ammoniaque. Le produit de l'ammoniaque est envoyé vers le bac de stockage ou vers la production de l'urée. [2]

I-4-1.2 Unité de production de vapeur

Les générateurs de vapeur (chaudières auxiliaires 083U100, 083U200 et 083U300) de l'unité produisent de la vapeur haute pression surchauffée à 116 bars abs et 510 °C. Pour couvrir les besoins de vapeur de l'unité de production d'électricité en fonctionnement normal ainsi qu'au démarrage, les chaudières sont installées pour générer de la vapeur HP alimentant deux turbines de générateur (085MT01 et 085MT02).

Le complexe de production comporte un circuit de vapeur intégré (59 bars abs, 22,5 bars abs et 5,5bars abs) combinant l'excédent de vapeur des unités d'ammoniaque et l'extraction des turbines.

L'eau des purges continues des ballons de vapeur des chaudières est dépressurisée et collectée à l'unité de déminéralisation, ainsi que les condensats des turbo-générateurs. [3]

I-4-1.3 Unité de production de l'air

Cette unité se compose de quatre compresseurs d'air et quatre sécheurs, avec un débit de 4 fois 1200 Nm³/h pour l'installation de l'air instrument et de l'air service. L'air d'entretien ; air comprimé est prélevé dans le receveur d'air instruments à un débit nominal de 400 Nm³/h.



L'unité comprend une tour de refroidissement de démarrage d'une puissance nominale de 150 m³/h, pour l'approvisionnement de l'unité de production de vapeur et l'unité de l'air comprimé, avant l'achèvement du système de refroidissement en circuit fermé.

L'unité du pompage eau de mer et la section de stockage d'ammoniaque liquide (côté port) ne sont pas reliés au système d'air instruments et d'air comprimé, elles utilisent l'azote en lieu de l'air instruments et de l'air comprimé. [4]

I-4-2 Zone 2

Elle est composée d'une unité de production d'urée.

I-4-2.1 Unité d'urée

Les réactifs (NH₃ et CO₂), purifiés pour éliminer l'oxyde de carbone (CO) et l'humidité, sont comprimés séparément, puis introduits dans le réacteur, la formation du carbamate y est très rapide, le réacteur fonctionne adiabatique ment et on doit exercer un contrôle sévère de la température à cause de la corrosion importante par les solutions de carbamate d'ammoniaque au-dessus de 200°C.

L'effluent du réacteur, consistant en urée, carbamate d'ammoniaque et des réactifs non convertis, est soumis par modification des conditions opératoires à une décomposition transforme une partie de carbamate d'ammoniaque en gaz carbonique et ammoniaque, l'ensemble de cette opération est répété afin de décomposer la totalité de carbamate, on obtient alors une solution d'urée qui par un traitement de finition est amenée à la pureté finale que l'on désire.

L'urée ainsi obtenu est granulée au sein d'une section de granulation puis dirigée vers un hangar d'urée en vrac et depuis transportée par des camions vers le port d'Arzew.

I-4-3 Zone 3

La synthèse de l'ammoniaque est une grande consommatrice d'énergie, étant donné que la zone des utilités représente le cœur de l'usine, elle comprend plusieurs unités.

I-4-3.1 Une pompe eau de mer

Une prise d'eau de mer située à 550 m du rivage avec deux filtres et quatre pompes de 2700 m³ /h chacune.



I-4-3.2 Une section de production de l'eau dessalée

L'eau dessalée est produite à partir des procédés de dessalement à ejecto-compresseur, cette aire comprend trois unités de dessalements, en parallèle U510/U520/ U530 (cette zone va faire objet de notre travail) et un procédé membranaire d'osmose inverse U600 qui comporte trois trains identiques. Pour les deux procédés deux trains 8 fonctionnent en parallèle chacun étant conçu pour au minimum 50% de la demande normal. L'eau dessalée produite est stockée dans le réservoir de l'eau dessalée 089T002.

I-4-3.3 Une section de production de l'eau traitée

La production de l'eau traitée (eau déminéralisée, eau polie) est d'une capacité de 1200 m³ /h.

L'unité d'eau de déminéralisation doit traiter le condensat du procédé contenant de l'ammoniaque et l'eau dessalée contenant principalement du chlorure de sodium, qui ont traversé les membranes de l'unité osmose inverses. L'eau déminéralisée est stockée dans le réservoir d'eau déminéralisée 090T001.

L'unité de déminéralisation fonctionne avec deux trains d'une capacité de 100 % chacun, l'un est en fonctionnement, l'autre est en attente la régénération.

L'unité de polissage est exploitée dans quatre trains d'une capacité de 33 % chacun. Deux conduites fonctionnant à 100 % entraîneraient un surdimensionnement des lits mélangés sans amélioration de la sécurité de fonctionnement. Le traitement par le filtre à lit mélangé de l'unité 090 U200 fournit de l'eau entièrement déminéralisée, appelée eau polie, utilisée pour la génération de vapeur HP des chaudières autonomes 083U100/ U200/ U300 [5], l'eau polie est collectée dans le réservoir d'eau polie 090T002.

La longue durée du cycle des lits mélangés permet de réaliser une seule régénération par jour de l'un des quatre trains. Par conséquent, trois filtres sont toujours en opération et un en stand-by après la régénération. [5]

I-4-3.4 Deux tours de refroidissement eau de mer

Les tours de refroidissements eau de mer sont des tours semi-ouvertes d'une capacité globale de 53000 m³ / h.

I-4-3.5 Deux Boucles fermées de refroidissements en eau polie

Les boucles fermées de refroidissement sont conçues des échangeurs à plaques leur refroidissement fait par l'eau de mer, l'eau polie remplies les deux circuits fermées qui ont une capacité globale de 45000 m³ / h.



I-4-3.6 Unité de l'extinction d'incendie

Le réservoir d'eau dessalée 089T002 d'une capacité de 6000 m³ fournit un volume minimum de 3000 m³ destinée à l'eau d'incendie et l'autre partie de 3000 m³ utilisée comme appoint vers l'unité de déminéralisation.

I-4-3.7 Unité des douches de sécurité

Les douches de sécurité de différentes zones du complexe sont raccordées à la boucle de douches de sécurité qui est alimentée en eau potable provenant soit du réseau de L'ADE ou du bac eau dessalée comme appoint. Les températures ambiantes élevées peuvent faire monter la température de l'eau dans la boucle des douches de sécurité au-delà des limites acceptables, il convient donc de faire circuler l'eau et de la refroidir.

I-4-3.8 Un groupe de production d'azote

Le groupe se compose d'une unité de production d'azote gazeux d'une capacité de 1800Nm³/h à une pression de 17 bars et un ballon cryogénique de stockage et d'expédition d'azote liquide D101, utilisé comme un réservoir de secours d'un volume nominal de 75 m³, les évaporateurs d'azote liquide produisent l'azote gazeux nécessaire au complexe Sorfert d'une capacité de 1500 Nm³ chacun, deux fonctionnent tandis que les deux autres en stand-by.

En outre, la pression et la température en aval des évaporateurs sont régulées afin de garantir une pression constante en amont et d'éviter une fuite d'azote liquide dans le réseau de distribution de gaz. Le vaporiseur d'accumulation de pression est un circuit fermé visant à accumuler et maintenir la pression dans le réservoir pendant le prélèvement de l'azote liquide. L'azote nécessaire au fonctionnement de l'unité est fourni à l'état liquide par camion citerne et stocké dans la cuve de stockage d'azote liquide 086D101 à une pression de fonctionnement de 18 bars relatifs (environ -159 °C).

I-4-4 Zone 4 (site) et (Port)

C'est la zone de stockage et de chargement; elle est constituée de :

- Côté site :

- Un réservoir d'ammoniaque liquide d'une capacité de 15 000 m³.
- Un hangar d'engrais d'une capacité de 100 000 m³.

- Côté port :

- Deux (02) réservoirs d'ammoniaque liquide d'une capacité de 30 000 m³ chacun.



- Une station de pompage d'ammoniaque liquide d'une capacité de 1000 m³/h.
- Un (01) quai d'expédition avec (02) bras de chargement.

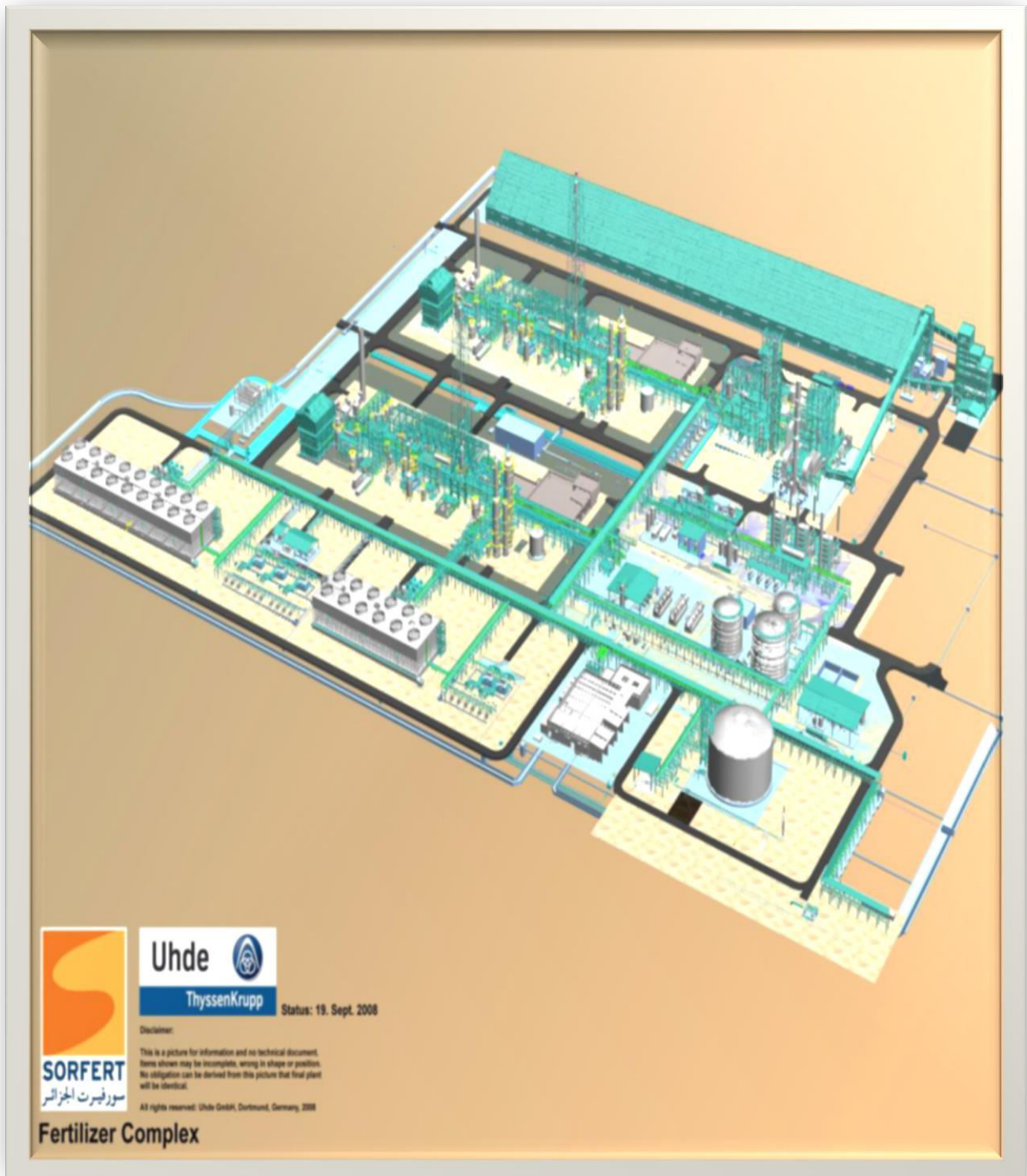


Figure I .2: plan générale du complexe de Sorfert



Figure I.3: Vue du haut de la zone des utilités

I-5 Conclusion


Les zones citées sous dessus sont conçus de manière a assurer le bon fonctionnement du complexe et a assurer son autonomie exp : la production de l'électricité et de la vapeur d'eau, afin de produire l'ammoniac liquide et l'urée granulée.





PARTIE
THEORIQUE

Chapitre



III

Généralité sur la production de l'urée

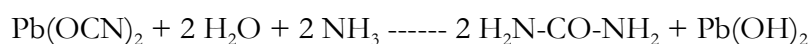
II- Généralité sur la production de l'urée

II -1 Introduction

L'urée a été découverte dans l'urine humaine par le pharmacien H.M. ROULLE en 1773, qui provient de la dégradation de trois acides aminés (arginine, citrulline et ornithine), l'urée naturelle est éliminée au niveau des reins par l'urine.



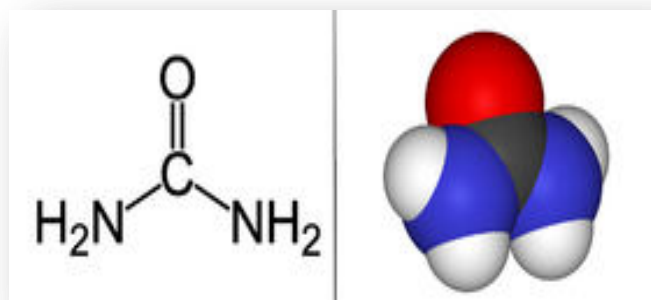
En 1828, après avoir maîtrisé la synthèse de l'acide cyanique(HOCN) ; H–O–C≡N, le jeune chimiste allemand Friedrich WOHLER a découvert, que l'urée peut être produite à partir d'ammoniaque et d'acide cyanhydrique.



En 1907 elle a été produite sur une petite échelle industrielle, après le développement de processus de l'ammoniaque par HABBER et BOSCH, la production d'urée à partir d'ammoniaque et de dioxyde de carbone a été développé rapidement et elle a pris place comme matière de base pour beaucoup de produits industriels (Urée engrais, sécurité alimentaire, santé et environnement).

II-2 Définition de l'urée

L'urée est un composé organique de carbone, azote, oxygène et hydrogène sa formule chimique peut être écrite comme CO (NH₂)₂, CON₂H₄, ou CN₂H₄O.



II-3 Type d'urée

L'urée peut être produite à titre de granulés, flacons, cristaux et solutions, plus de 90 % de la production mondiale de l'urée est destinée à servir d'engrais, l'urée à la plus haute teneur en azote de tous les engrais azotés solides d'usage courant (46,4 %),

Elle a donc les frais de transport plus bas par unité de nutriments de l'azote, elle est hautement soluble dans l'eau est donc également très appropriée pour une utilisation en engrais, solutions (en combinaison avec le nitrate d'ammonium : UAN).

II-4 L'utilisation [6],[10]**II -4-1 Urée granulée**

- ❖ Environ 56 % d'urée fabriqué est utilisé dans les engrais solide, spécialement pour la région inondée (pour la culture de riz).
- ❖ Environ 31 % de l'urée fabriqué est utilisé dans l'engrais liquide
- ❖ Les résines urée-formaldéhyde ont une grande utilisation comme adhésif de contre-plaqué.
- ❖ Les résines de mélamine -formaldéhyde sont utilisés comme la vaisselle (Aliments pour bétail supplément où il n'est pas cher) et pour faire plus dur surfaces.
- ❖ matériau d'alimentation pour les matières plastiques de mélamine et divers colles (Urée - Formaldehye , urée mélamine - formaldéhyde).

NB :

L'urée granulé qui a un pourcentage de biuret inférieure à 1% utilisé dans l'agriculture tandis que, qui a un pourcentage supérieure à 1% utilisé dans l'industrie.

II-4 -2 urée solution

Solution d'urée dispose d'une large gamme de produits industriels et agricoles utilisations, y'compris :

- ❖ Chimique intermédiaire pour la production d'amines, produits pharmaceutiques, explosifs et des catalyseurs.
- ❖ Agent réducteur dans SCR / SNCR procédés.
- ❖ Source d'azote non protéique utilisé par les ruminants pour former les protéines.
- ❖ Des éléments nutritifs pour la fermentation procédés.
- ❖ Des éléments nutritifs pour l'effluent traitement des eaux usées.
- ❖ La source des éléments nutritifs dans les aliments végétaux.



II-5 Propriétés de l'urée [6], [9], [11]

La masse moléculaire	60,06g/mol
Température de fusion	132,6°C
La masse volumique apparente	740kg/m3
L'enthalpie de dissolution dans l'eau	243j/g(endothermique)
La densité	1,335
L'humidité relative critique	
20°C	81%
30°C	73%
La chaleur spécifique 20°C, Cal /g °C	0,32
Teneur maximale en azote	46,6
La couleur	Blanche

Tableau II-1 les propriétés de l'urée.

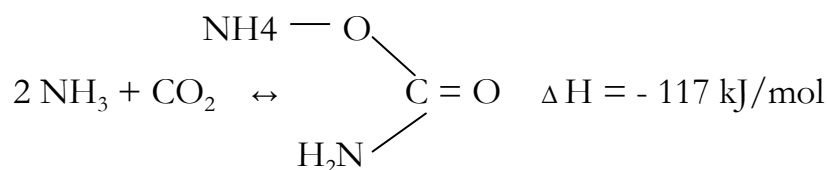
Remarque :

L'urée est soluble dans l'eau, le benzène, et l'alcool, légèrement soluble dans l'éther.

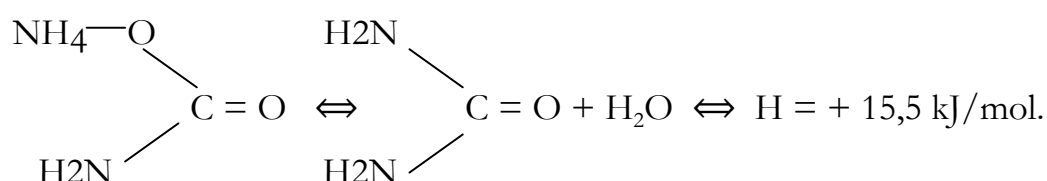
II-6 Théorie sur le processus de production de l'urée

II-6-1 Réactions chimiques [1]

La production d'urée a lieu à partir d'une réaction en deux temps. L'ammoniac et le dioxyde de carbone réagissent pour former du carbamate d'ammonium :



Cette réaction fortement exothermique atteint très rapidement un équilibre. Il sera par la suite fait mention de l'équilibre du carbamate pour évoquer le système de réaction présenté ci-dessus. En phase liquide, le carbamate d'ammonium est ensuite déshydraté en urée et en eau :

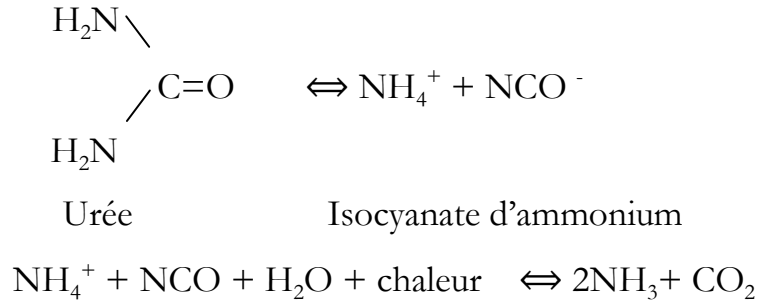


Cette réaction d'équilibre endothermique est plutôt lente en comparaison à la première ; le système sera par la suite appelé l'équilibre de l'urée.

II-6-2 Les réactions secondaires [1]

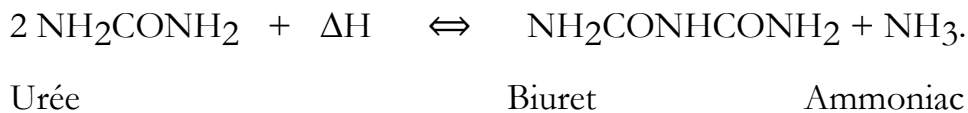
II-6-2-1 Hydrolyse :

L'hydrolyse de l'urée se produit conformément aux équations de réaction suivantes :



II-6-2-2 Formation du biuret

Pendant la formation d'urée, le biuret se forme comme un dérivé, conformément à l'équation :



Il s'agit d'une réaction d'équilibre endothermique lente.

II-6-3 Les paramètres qui influent sur la réaction [1]

II-6-3-1 Température [Fig- II-1]

Température de procès (185 °C) favorise le rendement d'équilibre à une pression donnée (180atm). La conversion du carbamate d'ammonium à l'urée augmente progressivement comme la température augmente.

Cependant, après une certaine température, en fonction de la pression, la conversion chute brutalement avec augmentation supplémentaire de la température.

La pression correspondant à cette température qui se situe habituellement dans la plage de 175-185°C, est connue sous la pression de décomposition qui est à environ 180 atmosphères.

II-6-3-2 Pression [Fig-II-2]

La réaction principale est suffisamment lente à la pression atmosphérique. Toutefois, il commence presque instantanément à une pression de l'ordre de 100 atmosphères et une température de 150 °C. Il y a diminution du volume de la réaction globale et si haute pression



favorise la réaction directe. Cette pression est choisie en fonction de la température à maintenir et le rapport NH_3/CO_2 .

II-6-3-3 Concentration

Plus la concentration des réactifs, plus élevée, la réaction sera directe conformément à la loi d'action de masse. Le CO_2 étant le réactif limitant.

Le taux élevé du rapport $\text{NH}_3 : \text{CO}_2$ favorise la conversion. Etant donné que la déshydratation des carbamate en urée, et l'augmentation du rapport $\text{H}_2\text{O} : \text{CO}_2$ défavorise la conversion. La consommation d'eau dans le réacteur devrait donc être minimale.

II-6-3-4 Temps de séjour

Du fait que, la réaction de l'urée est lente et prend environ 20 minutes pour atteindre l'équilibre, suffisamment de temps doit être fourni pour obtenir une conversion plus élevée. Le réacteur est conçu pour tenir compte de ce qui concerne les autres paramètres de température, de pression et la concentration.

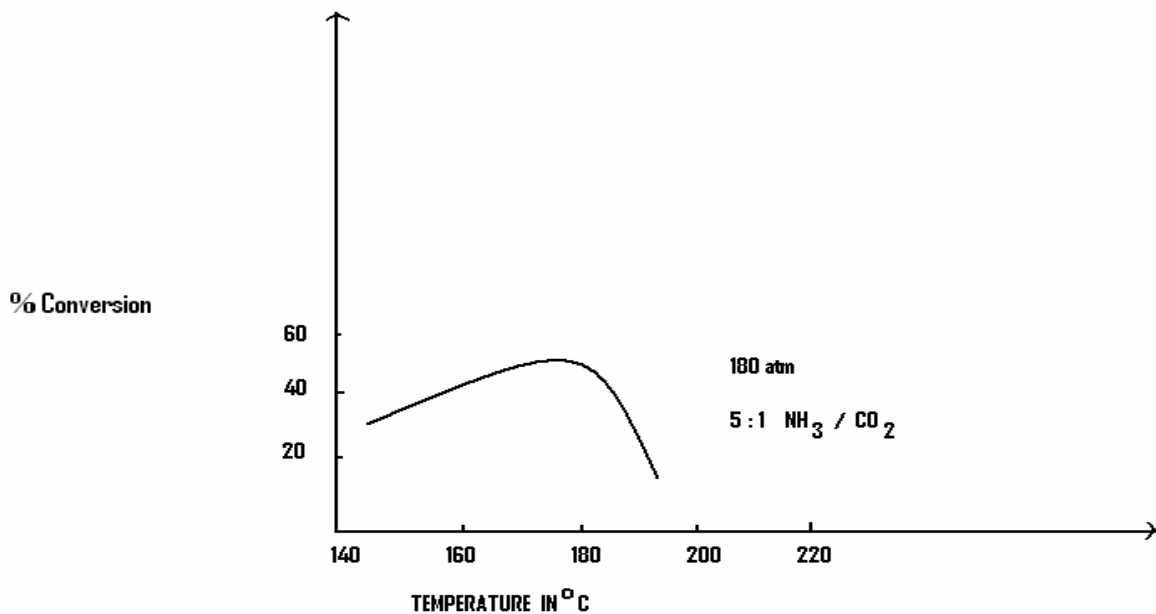


Figure- II-1 : Le taux de conversion en fonction de température

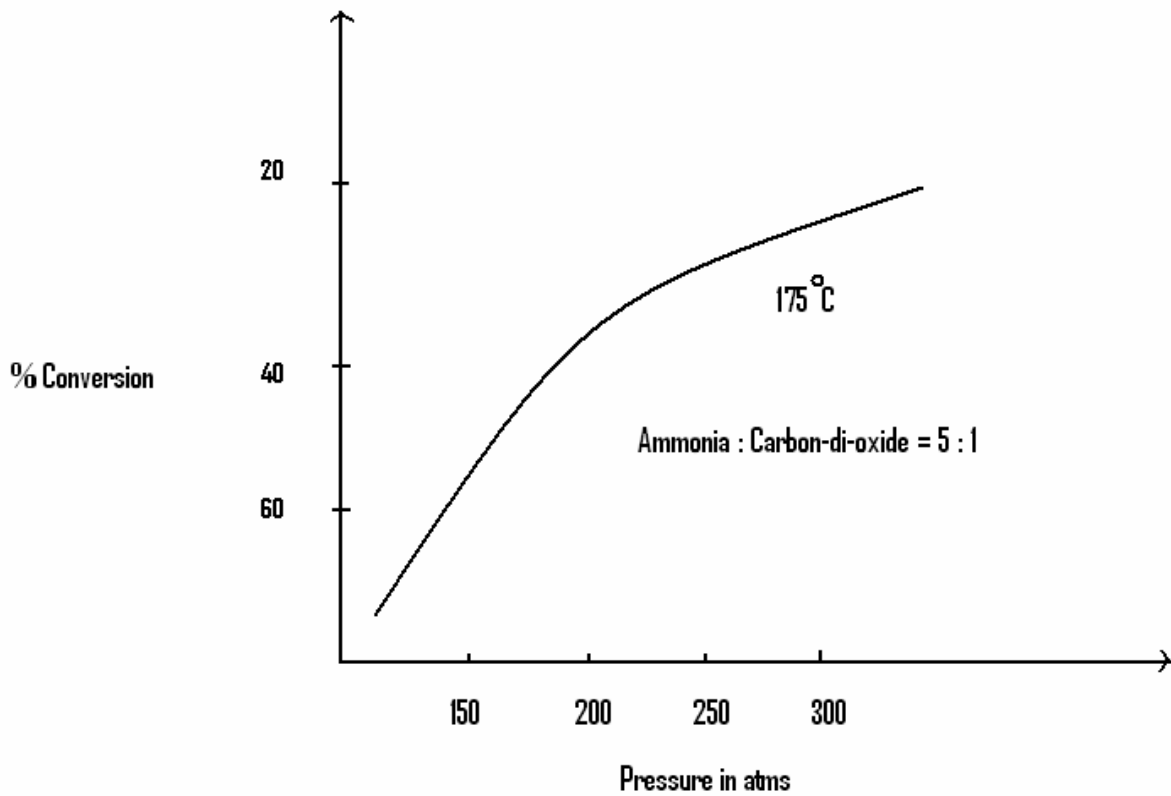


Figure- II-2:Le taux de conversion en fonction de pression pour le rendement d'urée.

II-6-4 Les Processus d'urée [6],[11]

II-6-4 -1 Procédé non recyclable

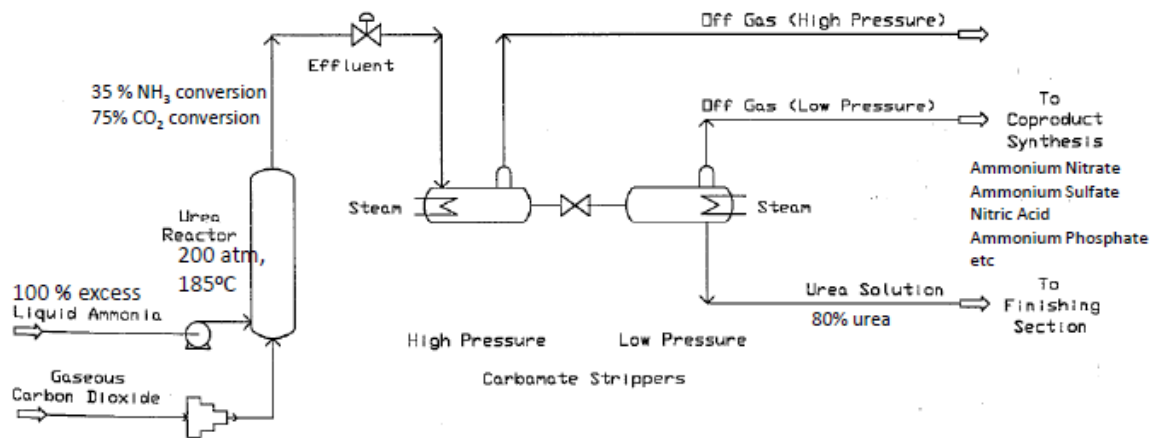


Figure II-3 : schéma du procédé non recyclable.

- ❖ La fois - processus par est plus simple et moins chère (Capital et exploitation des coûts) entre les trois processus.
- ❖ Au moins flexible et ne peut pas être exploité, sauf si une disposition est fait d'utiliser grande quantité d'ammoniac et de gaz d'échappement.

II-6-4-2 Procédé partialement recyclable

- ❖ Une partie du hors - gaz est recyclé dans le réacteur.
- ❖ La quantité d'ammoniac est réduite à 15 % à celle de la première grâce à qui doit être utilisé dans d'autres procédés.
- ❖ Le coût d'investissement est un peu inférieur au recyclage totale processus, cet avantage apparemment ne compense pas l'inflexibilité résultant de la nécessité d'opérer un co-produit plante avec des problèmes d'interdépendance mutuelle. Cependant, il trouve une application dans les plantes co- produits UAN.

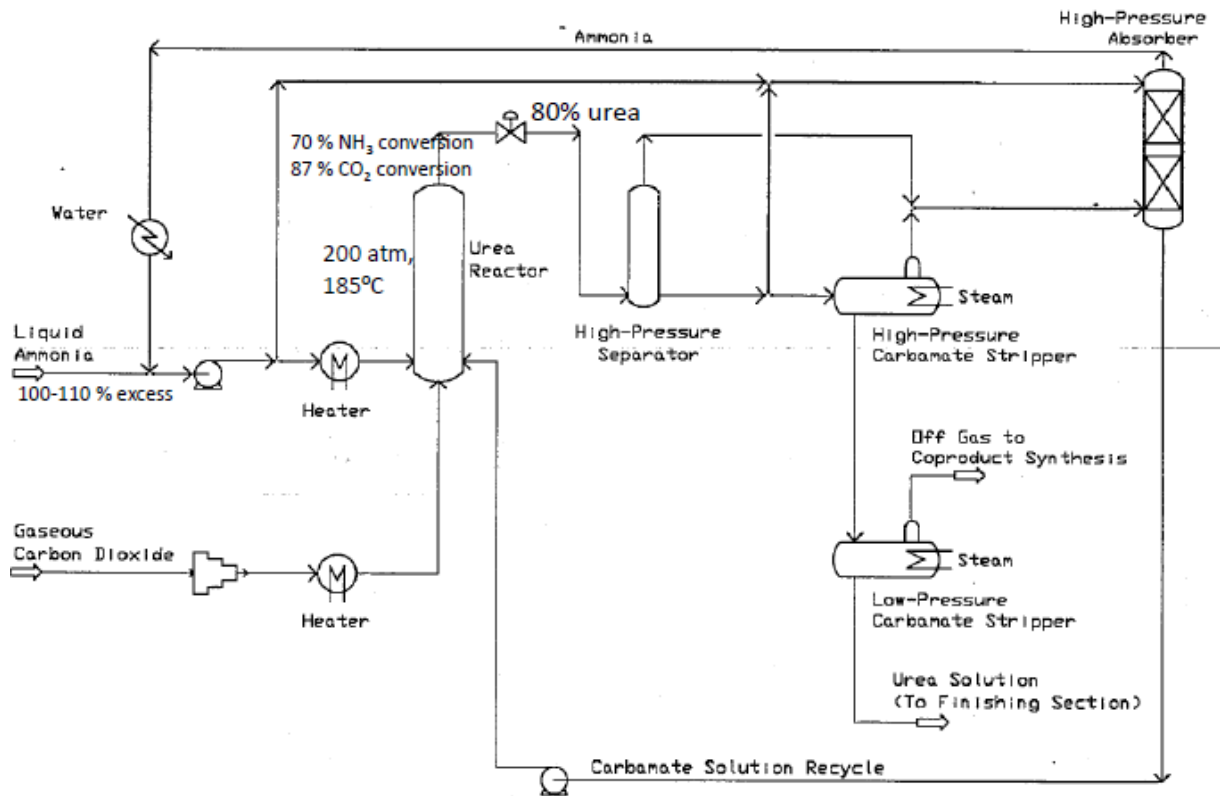


Figure II- 4 : schéma du procédé partialement recyclable.

II-6-4 -3 Procédé totalement recyclable

- ❖ Tout NH₃ et CO₂ non converti est recyclé vers le réacteur (conversion De 99 %).
- ❖ Pas de co- produit d'azote est nécessaire.
- ❖ Le processus d'urée plus souple, car il ne dépend que de NH₃ et l'approvisionnement en CO₂.le plus cher de l'investissement et des coûts d'exploitation.

Il existe plusieurs procédés de fabrication d'urée qui utilisent généralement les mêmes principes de réactions, mais qui diffèrent par leurs conditions opératoires au niveau de la synthèse et du recyclage des réactants.

Nous citons ici les quatre procédés les plus utilisés dans le monde, par ordre d'importance :

- Le procédé Stamicarbon (Pays-Bas) ;
- Le procédé Snam Progetti (Italie) ;
- Le procédé Mitsui-Toatsu-Toyo (Japon) ;
- Le procédé Montedison/Technimont (Italie).

a- Procédé Stamicarbon

C'est le procédé le plus répandu dans le monde (plus de 200 unités). Il a été le premier à réaliser le stripage à haute pression de l'effluent du réacteur par le CO₂ entrant et à recycler totalement les réactants récupérés.

Le procédé a été régulièrement développé ; Stamicarbon présente actuellement son procédé Urée 2000 Plus, bien adapté aux ateliers de grande capacité et orienté vers une réduction de la consommation énergétique et des rejets polluants pour un investissement réduit.

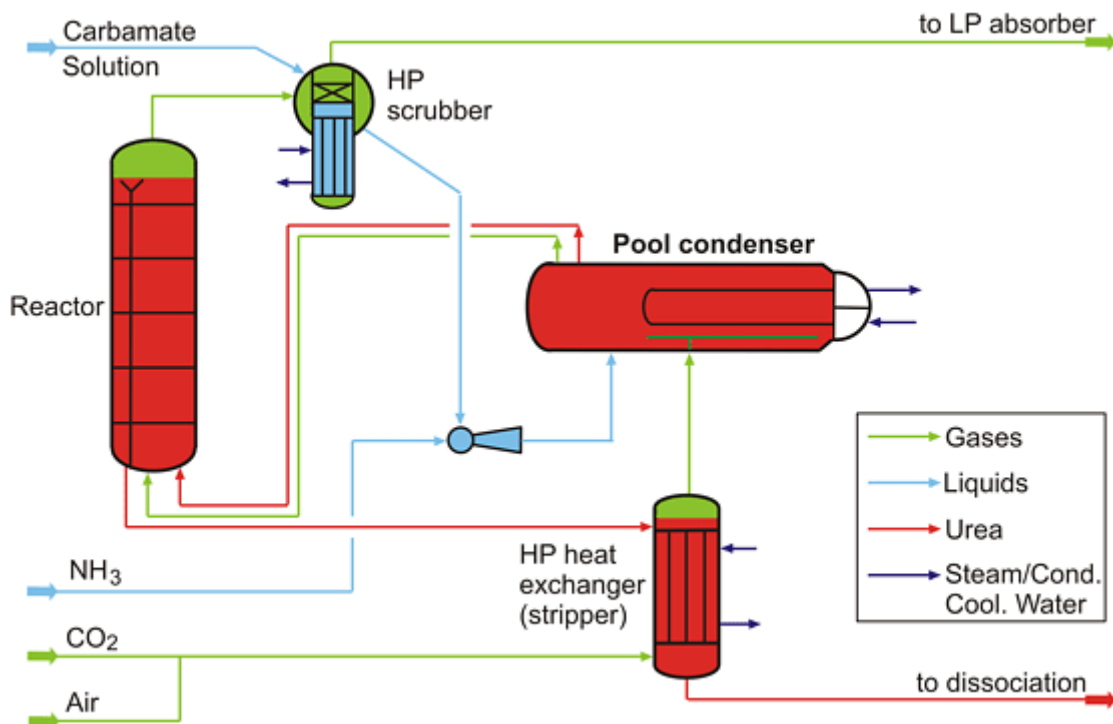


Figure II-5 : procédé du stamicarbon.

c-2 Le procédé ACES (advanced process of cost and energy saving), consommant moins de vapeur, comporte une synthèse fonctionnant à 17,5 MPa et à 190 °C avec un rapport molaire NH₃/CO₂ égal à 4. L'effluent du réacteur est stripé par une partie du CO₂ entrant. La solution est détendue à 2,0 MPa dans un séparateur, où le carbamate est décomposé en partie, puis dans une colonne de Décomposition à basse pression (0,26 MPa) où l'autre partie du CO₂ entrant sert au stripage de la solution d'urée. La finition (évaporation et granulation) est la même que dans le procédé conventionnel.

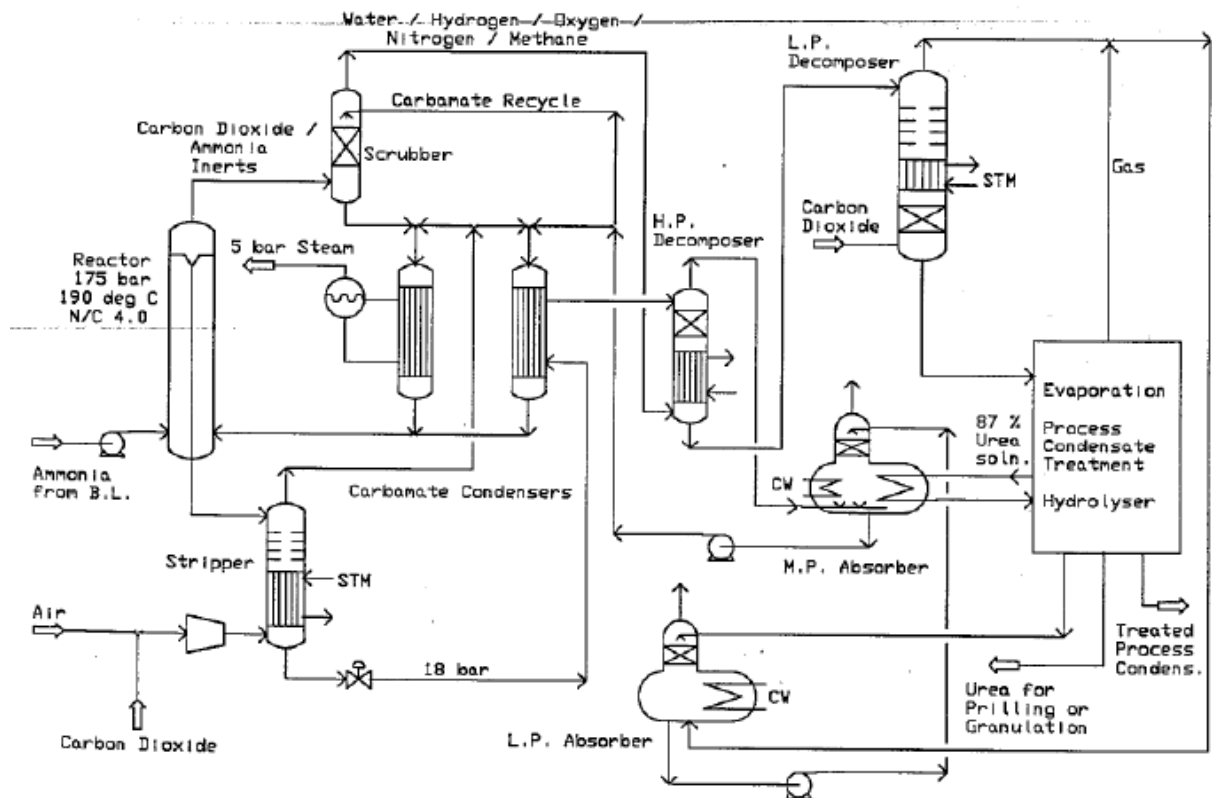


Figure 9.6. TEC ACES Process.

Figure II-7 : procédé du Mitsui-Toatsu-Toyo(ACES).

d- Procédé Montedison/Technimont

d-1 Le procédé conventionnel Montedison

Est caractérisé par une synthèse à 20-22 MPa, un rapport molaire NH₃/CO₂ de 3,5 et un taux molaire de conversion du CO₂ dans le réacteur de 62 %. Un étage de recyclage du carbamate fonctionne à 7,5 MPa suivi de deux autres étages de décomposition et de recyclage du carbamate à moyenne et basse pressions. La finition, avec deux évaporateurs et une tour de granulation, est semblable à celle des autres procédés.

II- 7 Conclusion

Parmi les technologie les plus réponsus dans le monde sont :stamicarbon, snam-progetti et Toyo Mitsui-Toatsu (ACES).

Voici un tableau de comparaison entre ces trois technologies :

	Snamprogetti thermal stripping	Stamicarbon CO2 stripping	TEC ACES process
Pression de reacteur atm	156	140	175
Temperature de reacteur °C	188	183	190
Rapport molaire NH3/CO2	3.3-3.6	2.95	4
Rapport molaire H2O/CO2	0.5-0.6	0.39	0.6
La conversion de CO2 dans le réacteur %	64	60	68
La conversion de NH3 dans le réacteur%	41	36	34
La conversion de CO2 dans la synthèse %	84	79	NV
La conversion de NH3 la synthèse %	47	79	NV
Le nombre des Equipements sous haut pression dans la synthèse	5	4	5
Les étapes de recirculation	2	1	2
La Consommation en NH3 t /t	0 ,566	0 ,566	0,568
La consommation en CO2 t/t	0.735	0.733	0.735/0.74
La vapeur d'importation t/t	0/95	0.92	0.80
L'eau de refroidissement t/t	75	70	80
Electricité KW/t	21-23	15	15
Les effluents liquides			
NH3 libre ppm	2	1	5
Urée ppm	2	1	5
La pression de vapeur d'hydrolyser bar	38	25	25

Tableau II- 2 : la comparaison entre les principales technologies d'urée.


Remarque : NV=non valable.





PARTIE
TECHNOLOGIQUE

Chapitre



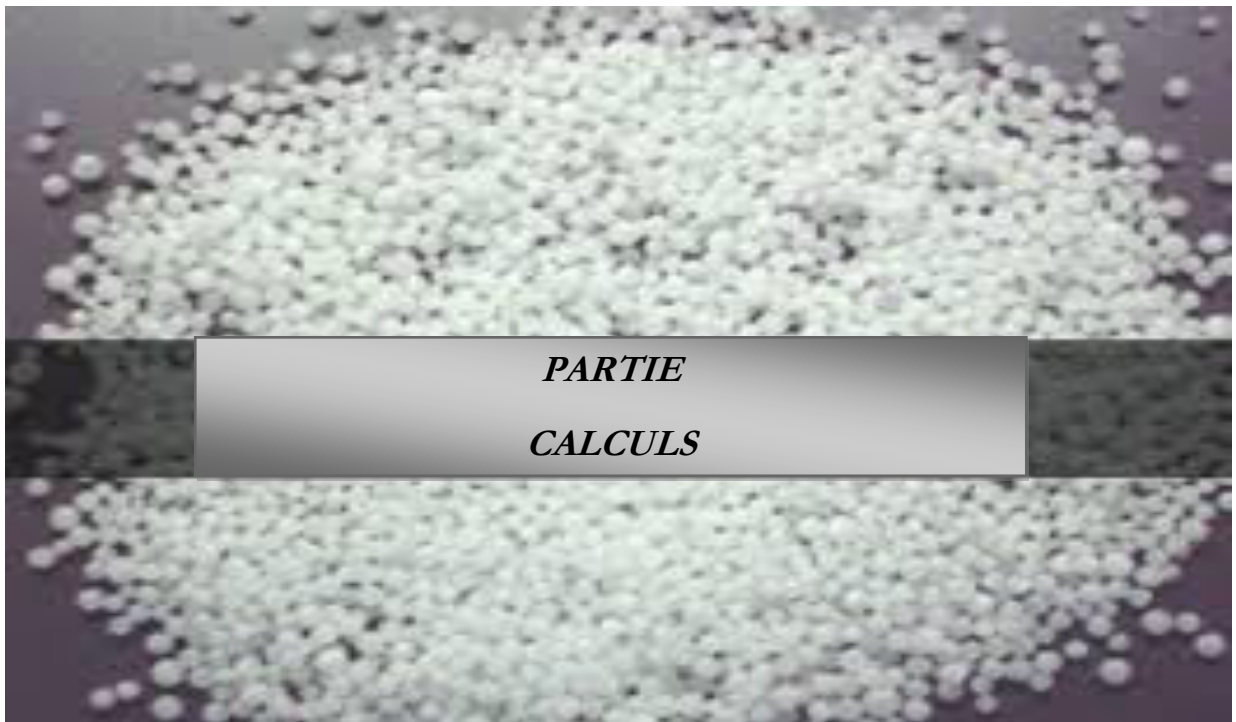
III

**Description de l'unité de
production de l'ammoniac**

Chapitre

IV

Description de l'unité de production de l'urée granulée



PARTIE
CALCULS

Chapitre



V

Etude du décomposeur

022E001

V-Etude du décomposeur 022E001

V-1 -Introduction

Après le réacteur 022R001, les produits sont acheminés vers le décomposeur de carbamate qui travaille sous des conditions sévères ; ce dernier sert à la décomposition de grande partie de carbamate non convertis en CO₂ et NH₃, en augmentant le rendement de l'urée en 54%.

- L'étude de conversion de la masse et de l'énergie au sein de décomposeur :

Le décomposeur 022E001 est conçu pour la décomposition de carbamate non converti, l'action d'extraction est effectuée par un contre courant entre la solution d'urée et le dioxyde de carbone frais à la pression de synthèse, la chaleur de décomposition est fournie par la vapeur d'eau dans le côté calandre. Mais il y aura aussi l'hydrolyse de petite quantité de l'urée et la formation de biuret.

Selon l'énoncé d'Antoine Lavoisier « rien ne se perd, rien ne se crée, tout se transforme ».

La citation exacte est en effet : « ...car rien ne se crée, ni dans les opérations de l'art, ni dans celle de la nature, et l'on peut poser en principe que, dans toute opération, il y a une égale quantité de matière avant et après l'opération ; que la qualité et la quantité des principes est la même, et qu'il n'y a que des changements, des modifications »

V-2 Description du fonctionnement du décomposeur

V-2-1 Procédé de décomposition au CO₂ Stamicarbon [13]

Dans le procédé de décomposition au CO₂ Stamicarbon, tous les réactifs non convertis sont renvoyés vers le réacteur. Une majeure partie des réactifs est éliminée du réacteur dans le décomposeur, à la pression de synthèse, en mettant en contact la solution à contre-courant avec le dioxyde de carbone. L'extraction de l'ammoniac à partir du liquide force l'équilibre du carbamate vers la gauche, ce qui entraîne la dissociation du carbamate non converti en urée. La chaleur de la réaction est obtenue par chauffage externe des tubes du décomposeur (échangeur de chaleur HP). En raison du temps de séjour réduit dans le décomposeur et de la température relativement basse, la décomposition de l'urée est évitée, de telle sorte que l'hydrolyse de l'urée ne sorte pas des tolérances.

V-2-2 Le décomposeur (échangeur de chaleur HP) [1], [13]

Lorsque la réaction de formation d'urée n'atteint pas son terme, l'ammoniac, le dioxyde de carbone et le carbamate d'ammonium non convertis doivent être éliminés de la solution du réacteur. Ces réactifs sont, pour la majeure partie, récupérés à la pression de synthèse dans le décomposeur HP, puis recyclés vers le condenseur de synthèse. L'élimination du carbamate d'ammonium doit être rapide et exécutée à une température pas trop élevée.



L'équilibre d'urée ne prendra alors pas le temps de se produire, ce qui résulte en une hydrolyse de l'urée. Dans la méthode développée par Stamicarbon, la solution du réacteur est décomposée à contre-courant avec du dioxyde de carbone. Cela réduit la pression partielle de l'ammoniac en phase gazeuse et entraîne l'évaporation de l'ammoniac en phase liquide.

Du fait de la plus faible concentration d'ammoniac dans la phase liquide, le carbamate d'ammonium se dissocie en ammoniac et en dioxyde de carbone, comme le démontre l'équation d'équilibre du carbamate. La chaleur de la dissociation est obtenue par la condensation de vapeur à l'extérieur des tubes du décomposeur. Cela maintient la phase liquide à une température d'ébullition.

Le mécanisme de décomposition peut, qualitativement, s'expliquer comme suit. Voir les figures (V.1 et V.2).

Le chauffage des tubes garantit que la décomposition, dans une première approximation, est un procédé isothermique (température constante). La composition du liquide alimentant le décomposeur HP est représenté par le point L_1 . Il s'agit d'une composition proche de l'isobar de l'équilibre chimique. L'alimentation gazeuse du décomposeur HP consiste en du CO_2 pur et quelques inertes, représentée par le point G_1 . La composition brute de l'alimentation liquide et gazeuse vers le décomposeur HP est désormais représentée par C sur la ligne reliant G_1 et L_1 .

En partant de la loi sur la conservation de la matière, il s'ensuit que la composition du liquide + gaz sortant du décomposeur HP doit désormais également être sur une ligne passant par le point C. En partant du principe que le procédé est isothermique, (ce qui, pour une première approximation, est vrai), une composition possible pour le liquide sortant du décomposeur HP serait L_2 . Ici, le gaz quittant le décomposeur HP sera représenté par le point G_2 .

Une phase gazeuse en équilibre avec L_2 est représentée par le point G_2 . La phase gazeuse réelle dans le bas du décomposeur HP étant représentée par le point G_1 , il s'ensuit qu'une force motrice permet l'élimination du NH_3 à partir de la phase liquide L_2 . Ce raisonnement étant vrai pour toutes les compositions liquides sur les isothermes, cela signifie qu'en théorie, toute composition liquide peut être obtenue sur cette isotherme, comme solution de sortie du décomposeur HP. Selon la figure V.2, cela explique le fait que des compositions très pauvres en NH_3 et en CO_2 peuvent être obtenues dans le décomposeur HP.

En pratique, la concentration en NH_3 et en CO_2 dans le décomposeur HP est limitée par la taille du décomposeur HP. De plus, particulièrement dans la partie basse des tubes, le procédé n'est plus isotherme. Au contraire, le CO_2 relativement frais introduit dans la partie basse est à l'origine d'un certain refroidissement du liquide s'écoulant le long des parois des



tubes. Cet effet de refroidissement dans la partie basse prédomine sur le chauffage par la vapeur dans la partie calandre. Le résultat net est que le liquide sortant du décomposeur HP est sensiblement plus frais, en comparaison avec le liquide introduit, et ce malgré le système de chauffage par la vapeur. Une augmentation plus importante de la taille du décomposeur HP afin de parvenir à une efficacité de décomposition encore plus élevée ne serait pas justifiée, non seulement d'un point de vue économique, mais également parce que l'apparition des deux réactions de chaque côté empêche une efficacité de décomposition plus faible.

Dans la partie basse des tubes du décomposeur HP, les conditions sont extrêmement favorables à une hydrolyse et à la formation de biuret. La température est élevée et les concentrations en carbamate et en ammoniac sont faibles. Afin de réduire ces réactions, le dioxyde de carbone pénètre dans la partie basse du décomposeur HP à une température maximale de 120 °C. En maintenant un niveau de condensation stationnaire dans la partie basse du décomposeur, le transfert de chaleur vers le liquide est partiellement bloqué. Dans cette partie du décomposeur HP, le procédé de décomposition est quasiment adiabatique. Finalement, le niveau de solution décomposée du réacteur est contrôlé de telle sorte que le temps de séjour est le plus court possible.

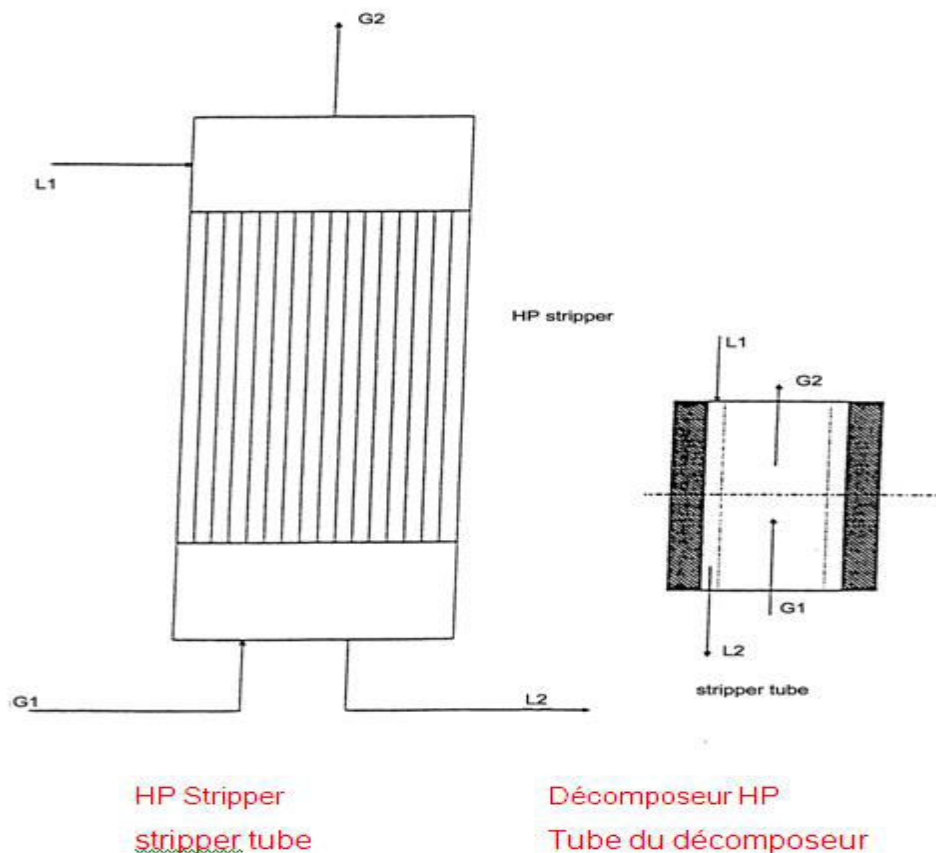


Figure V-1:Étage d'équilibre théorique dans le décomposeur HP.

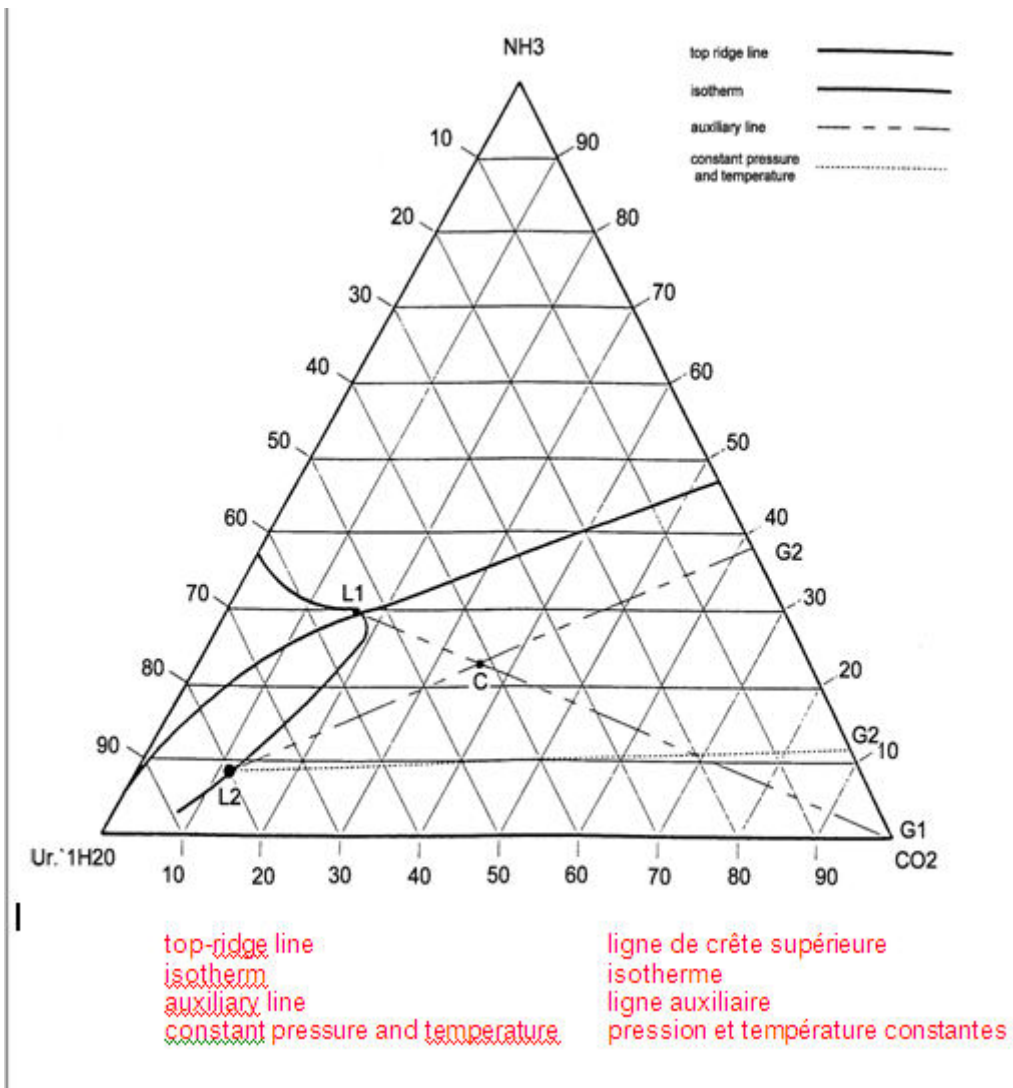


Figure V-2 : Décomposition de la solution de synthèse d'urée avec le CO₂

V-2-3 La réalisation technique du procédé de synthèse

Outre le choix et la disposition de l'équipement, la conception intérieure des éléments d'équipement est, dans un grand nombre de cas, conditionnée par le procédé. Au-delà de paramètres de procédé tels que la pression, la température et le fonctionnement spécifique de l'élément en question, les aspects de corrosion doivent également être pris en compte dans ce contexte.

L'équipement HP est protégé de deux manières contre la corrosion :

- 1-Par un choix adapté de matériaux de construction.
- 2-Par l'utilisation d'oxygène comme inhibiteur de corrosion.

Les solutions d'urée pure ne sont pas très corrosives, mais les produits contenant du carbamate d'ammonium, un intermédiaire dans la synthèse d'urée, sont extrêmement corrosifs pour les aciers austénitiques. En raison de la corrosivité de la solution de synthèse, Safurex® est le matériau standard utilisé pour la construction de l'intégralité de la section de synthèse. Safurex® est un acier duplex doté d'excellentes propriétés de résistance à la corrosion dans des conditions de synthèse, et ce même avec peu d'oxygène. Les considérations de conception incluent à la fois les aspects technologiques et la prévention de la corrosion. La teneur en oxygène, la température et la composition du liquide de procédé sont des outils importants pour éviter la corrosion. La contamination par les chlorures et l'irrégularité de la distribution du liquide dans le décomposeur peuvent entraîner de la corrosion. De plus, une isolation inadéquate du décomposeur et des autres équipements de synthèse peut provoquer de la corrosion. Toutefois, les risques sont mineurs avec Safurex®.

a-Température

La température affecte les performances du Safurex® dans la synthèse d'urée. Elle définit la vitesse de corrosion et, au-delà d'une certaine valeur critique, elle provoque une forte corrosion. Cette valeur critique dépend des propriétés du matériau et de la composition du liquide de procédé. Par exemple, des températures de vapeur dans le décomposeur E 201 supérieures à la température de condensation de vapeur correspondante à 23 bars ne doivent pas être utilisées.

Il est pratiquement impossible de mesurer l'effet de la température sur le matériau à l'état passif car la vitesse de corrosion est extrêmement faible, tandis que les conditions réelles peuvent varier tellement pendant la production que l'effet de la température n'est plus identifiable.

b-Composition du liquide de procédé

Le risque de vitesses de corrosion élevées de Safurex® est faible lorsque des mélanges gazeux d'ammoniac, de dioxyde de carbone et d'eau se condensent en solutions de carbamate dans des endroits où ils ne sont pas censés se condenser. Il est toujours recommandé d'éviter une condensation des gaz dans la section de synthèse.

La corrosion de Safurex® dans des zones stagnantes est également mineure, même dans d'étroites crevasses. Un autre facteur important est la vitesse d'écoulement de la phase liquide. Évidemment, les solutions contenant du carbamate sont plus nuisibles à des vitesses d'écoulement supérieures et, de ce fait, sont plus susceptibles d'augmenter la corrosion. Cela peut être observé notamment près de contraintes ou dans des coudes à petit rayon.

C-Contamination par les chlorures

Safurex® est moins vulnérable à la contamination par les chlorures et, de ce fait, les risques de problèmes de corrosion sont très faibles.

Toutefois, les ions chlorure peuvent entraîner une corrosion de l'acier inoxydable austénitique selon la température et la concentration. De plus, les solutions de synthèse d'urée contenant



des chlorures accélèrent l'attaque globale et provoqueront une fissuration par corrosion sous tension à des concentrations et des températures élevées associées à une tension. La contamination de la partie hors procédé par de la vapeur ou des condensats peut entraîner une fissuration par corrosion sous tension. Il est particulièrement important d'éviter une contamination par les chlorures. Pour cette raison, l'eau d'alimentation chaudière pour les ballons de vapeur BP ne doit pas contenir plus de 0,2 ppm de chlorure.

d-Distribution du liquide dans l'échangeur de chaleur HP (décomposeur)

La solution d'urée, qui s'écoule à travers les tubes du décomposeur chauffés à la vapeur, peut être considérée comme un réfrigérant. Une distribution incorrecte peut provoquer de la corrosion. Toutefois, le risque d'une corrosion plus importante est extrêmement faible en présence de tubes d'échangeur de chaleur en Safurex®.

Un débit excessif réduit la quantité d'oxygène ascendant, tandis qu'un écoulement trop faible perturbera la pellicule liquide dans les tubes, provoquant une accélération de la corrosion.

Une irrégularité de la distribution du liquide peut être provoquée par :

- une fuite entre les distributeurs de liquide et les tubes du décomposeur
- une obturation des trous du distributeur de liquide par des contaminations, par exemple du matériau de garniture provenant des presse-garniture des pompes, de l'huile, etc.
- une surcharge du système, forçant le liquide à pénétrer via les tubes de gaz.

Remarque :

La couche de passivation est constituée par Cr_2O_3 ; Fe_2O_3 ; NiO ; MoO_2 - MoO_3 ; MnO_3 .

V-2-4 Le fonctionnement de décomposeur

La fonction de la colonne d'extraction HP qui est constituée d'une enveloppe de 3 m de diamètre et de 4715 tube la longueur de tube et de 6 m consiste à éliminer le carbamate d'ammonium non converti de la solution d'urée quittant le réacteur d'urée sans laisser tomber la pression du système. Il est un vertical, à film tombant, échangeur de chaleur à enveloppe et tube chauffé sur le côté de la coque par HP vapeur saturée dans une plage de pression de 20,7 bar (généralement importé d'une d'ammoniac associée). La décomposition du carbamate, la température d'alimentation relativement basse de 110 °C du dioxyde de carbone ainsi que la légère expulsion adiabatique, entraînent une chute de la température du liquide descendant dans les tubes de 186 °C à 174 °C en moyenne dans le bas du décomposeur usine le carbamate décomposé est balayé par le flux de dioxyde de carbone à contre-courant.

L'ammoniac formé par décomposition thermique du carbamate d'ammonium est éliminé de la solution chute et emportée dans le gaz d'entraînement au condenseur de carbamate HP. Cela favorise en outre la décomposition du carbamate restant. Sans le gaz d'entraînement, il serait nécessaire de laisser la pression du système jusqu'à la pression moyenne pour obtenir le même effet, comme cela a été la pratique courante dans les processus totale-de recyclage



prédécesseur «conventionnels», puis de condenser les gaz résultant dans l'ajout de l'eau, de sorte que la solution de carbamate qui en résulte pourrait être réintroduit dans la boucle.

L'efficacité et la rentabilité du procédé de décapage supérieure sont en grande partie en raison de l'élimination de cette étape de moyenne pression (Capex) et la faible teneur en eau dans la synthèse, ce qui réduit la consommation d'énergie du processus (Opex).

La conception du décapant est critique, car elle impose la limite ultime de la capacité de l'usine: l'écoulement de liquide ne peut pas être augmenté au-delà du point où les inondations et l'aspiration se produisent dans les tubes. Tout programme de réorganisation pour une usine d'urée de décapage devra comprendre un examen de l'extracteur HP lui-même.

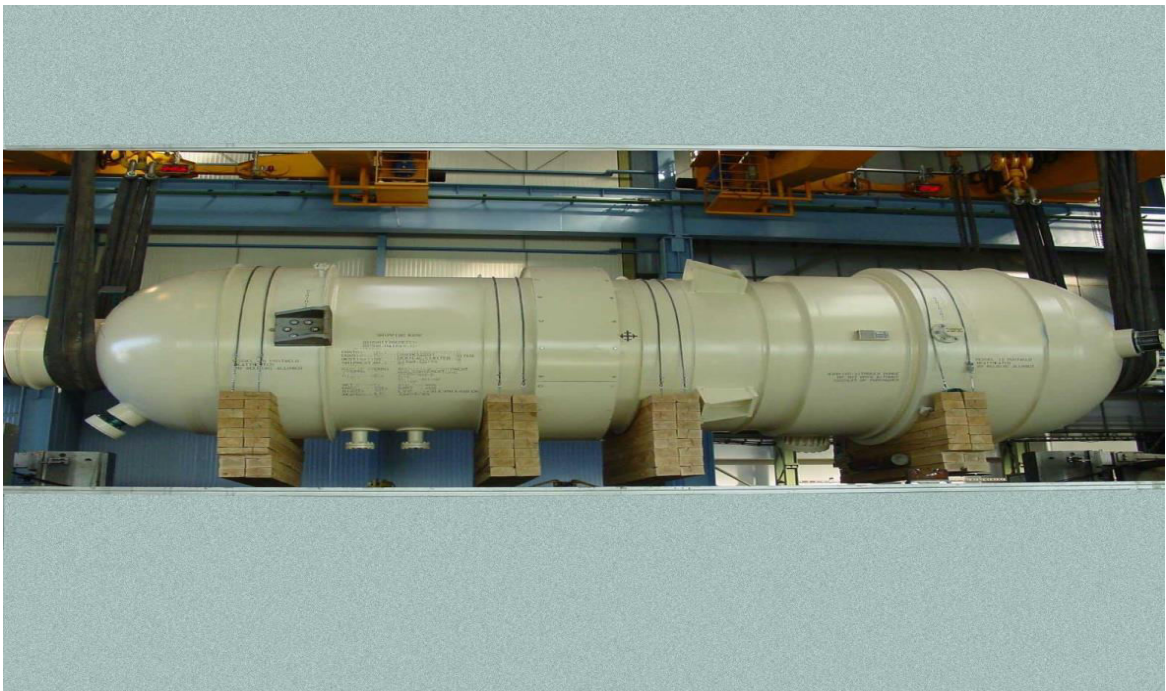


Figure V-3 décomposeur de synthèse.



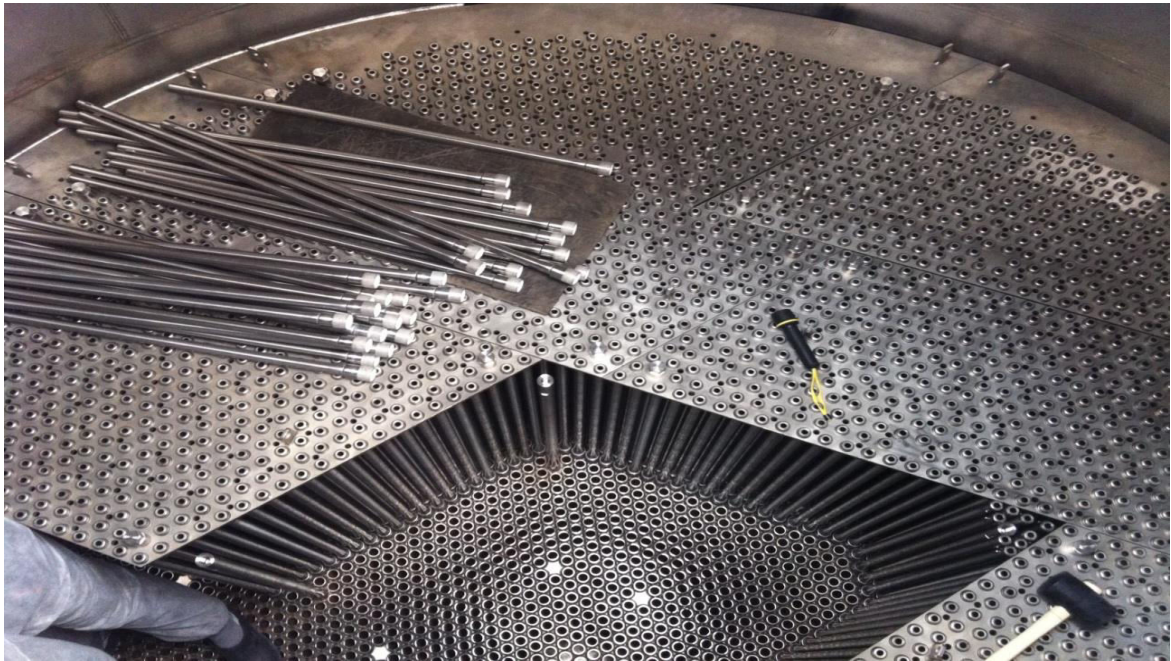


Figure V- 4 une coupe intérieure dans le décomposeur de synthèse.

Le décomposeur est équipé d'une soupape de sûreté RV 029150 dans la partie calandre. En cas de fuite ou de rupture d'un tube, la pression augmentera dans la partie vapeur. Afin d'éviter d'avoir une solution de synthèse et du gaz entrant dans le système d'alimentation en vapeur HP, la soupape RV 029150 s'ouvrira et la synthèse sera évacuée à l'air libre via une conduite d'évacuation (dans un endroit sûr).



Remarque :

L'CO₂ dans le décomposeur HP peut prendre les chemins suivants qu'ils sont indésirables :

Un niveau trop faible de solution d'uree entraîne un glissement du dioxyde de carbone à travers la section de recirculation, entraînant de hautes pressions dans cette section.

Un niveau trop élevé dans le décomposeur peut provoquer une distribution insuffisante du dioxyde de carbone.

Exemple numérique

Analyse du liquide à la sortie du réacteur (l'entrée du décomposeur HP) :

NH₃ = 31,0 % en poids

CO₂ = 17,1 % en poids

Urée = 33,4 % en poids

H₂O = 18,4 % en poids

Analyse du liquide à la sortie de l'échangeur de chaleur HP :

NH₃ = 8,7 % en poids

CO₂ = 10,9 % en poids

Urée = 54,2 % en poids

H₂O = 26,0 % en poids

a-Efficacité du décomposeur_(sortie du décomposeur)

Le rapport entre le nombre de moles d'ammoniac qui ont contribué à la conversion en urée et le nombre total de moles d'azote dans le système de réaction, à la sortie du décomposeur (symbole : α).

Rendement de décomposition (α)

$$\alpha = \frac{\text{NH}_3 \text{ converti en urée}}{\text{Quantité totale de NH}_3}$$

$$= \frac{\text{NH}_3 \text{ converti en urée}}{\text{NH}_3 \text{ converti en urée} + \text{NH}_3 \text{ libre}}$$

$$= \frac{2 \times \text{nombre de kmol d'urée}}{2 \times \text{nombre de kmol d'urée} + \text{nombre de kmol de NH}_3}$$

$$= \frac{\frac{2 \times \% \text{ d'urée en poids}}{60}}{\frac{2 \times \% \text{ d'urée en poids}}{60} + \frac{\% \text{ de NH}_3 \text{ en poids}}{17}}$$



$$= \frac{\% \text{ d'urée en poids}}{\% \text{ d'urée en poids} + 1,765 \times \% \text{ de NH}_3 \text{ en poids}}$$

Application numérique :

$$\alpha = \frac{\% \text{ d'urée en poids}}{\% \text{ d'urée en poids} + 1,765 \times \% \text{ de NH}_3 \text{ en poids}}$$

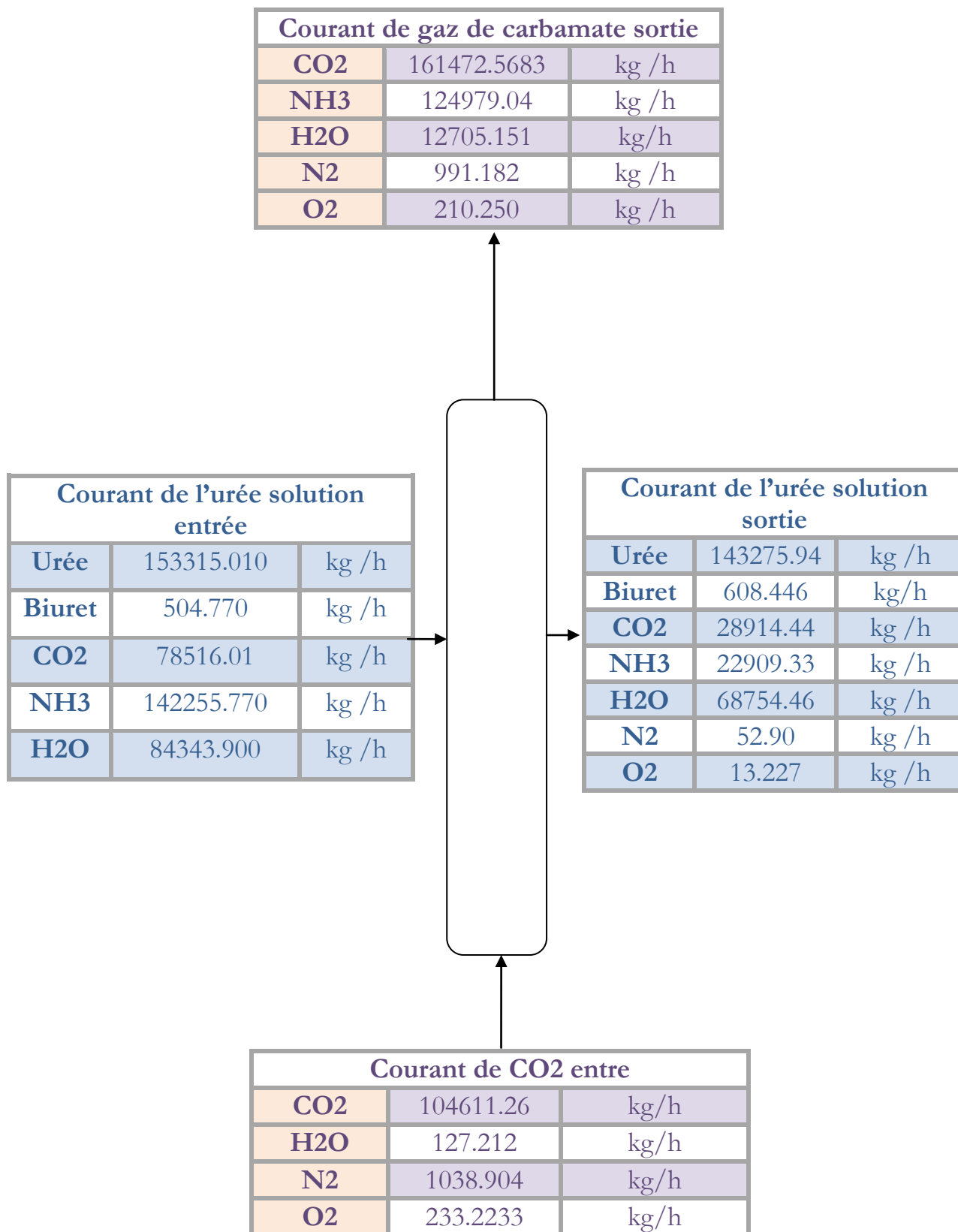
54,2 %

$$= \frac{54,2 \%}{54,2 \% + 1,765 \times 8,7 \%}$$

$$\alpha = 0.77$$

V-3 Calcule des bilans massiques et énergétiques

V-3-1Cas de design



a- Les données de départ

a-1 Les chaleurs spécifiques des corps

Pour les gaz [15]

Corps	Chaleur spécifique c_p (kJ /kmol K).	Intervalle de température
CO2	$10.34+0.00274T-195500/T^2$	273.15_1200K
N2	$6.50+0.00100T$	300_3000K
O2	$8.27+0.000258T-187700/T^2$	300_5000K
H2	$6.62+0.0081T$	273.15_2500K
NH3	$6.70+0.00630T$	300_800K

Tableau V-1 les chaleurs spécifiques des gaz.

Les autres corps [6] , [16]

Urée

Corps	Chaleurs spécifique c_p (kJ/kmol°C)	Température
Urée	135.3	186 °C
	140	173.3°C

Tableau V.2 : chaleur spécifique de l'urée.

Biuret

Corps	Chaleur spécifique c_p (kJ/kmol°C)	Température
Biuret	183.8	186°C
	185	173.3°C

Tableau V.3 : chaleur spécifique du biuret.

H2O

Corps	Chaleur spécifique c_p	Température
H2O	75.37(kJ/kmol°C)	186°C
	75.762(kJ/kmol K)	110°C
	77.5(kJ/kmol°C)	188°C
	75(kJ/kmol°C)	173.3°C

Tableau V-4 chaleur spécifique de l'eau.



a-2 Chaleurs latentes [17]

Corps	Chaleur latente λ (kg/kJ)
NH3	1369
CO2	574

Tableau V- 5 les chaleurs latentes.

1-Courant urée solution entrée

Composants	kg/hr	Kmol/hr	Fraction molaire x	Cp	$\Sigma x cp$
Urée	153315.010	2555.25	14.68	135.3	19.862
Biuret	504.770	4.9	0.028	183.6	0.051
CO2	78516.01	1784.45	10.256	44.646	4.578
NH3	142255.770	8367.98	48.096	43.258	20.805
H2O	84343.900	4685.77	26.932	75.37	20.298
Totale	458889.6	17398.35	99.992	/	/

Tableau V-6 courant de l'urée solution entrée

2-Courant de CO2

Composants	kg/hr	Kmol/hr	Fraction molaire x	Cp	$\Sigma x cp$
CO2	104611.26	2377.528	97.88	37.413	36.619
H2O	127.212	7.067	0.29	75.762	0.219
N2	1038.904	37.103	1.527	28.8	0.439
O2	233.2233	7.288	0.3	29.66	0.088
Totale	106010.60	2428.9	99.997	/	37.365

Tableau V-7 courant de CO2 entrée.

3-Courant de carbamate gaz sortie

Composant	Kg/hr	Kmol/hr	Fraction molaire x	cp	Σxcp	Λ
CO2	1611472.5683	3669.831	31.181	44.702	13.938	92685254.204
NH3	124979.04	7351.7	62.464	40.188	25.103	171096305.76
H2O	12705.151	705.841	5.99	77.5	4.81	/
N2	991.182	35.399	0.3	29.125	0.087	/
O2	210.250	6.5703	0.055	31.406	0.017	/
Totale	300358.20	11769.33	99.99	/	/	/

Tableau V-8 courant de carbamate gaz sortie

4-Courant de l'urée solution sortie

composant	kg /hr	Kmol/hr	Fraction molaire x	cp	Σxcp
Urée	143275.94	2387.93	29.05	140	40.67
Biuret	608.446	5.907	0.071	185	0.13
CO2	28914.44	657.146	7.99	44 .276	3.53
NH3	22909.33	1347.607	16.39	39.8	6.52
H2O	68754.46	3819.69	46.46	75	3.61
N2	52.9	1.88	0.022	29.063	0.0063
O2	13.227	0.41	0.0049	31.143	0.001
Totale	264542	8220	99.9879	/	/

Tableau V-9 courant de l'urée solution sortie

b- Les résultats obtenus

1-Bilan massique

La quantité de matière de la solution d'urée entrant=458889.6 kg/h.

La quantité de matière du courant gazeux de co2 entrant=106010.6kg/h.

Totale=564900.2kg/h.

La quantité de matière du courant gazeux du carbamate sortant=300358.20kg/h.

La quantité de matière de la solution d'urée sortant=264542kg/h.

Totale =564900.2kg/h.

Remarque :

En comparant entre la quantité de la matière entre l'entrée et la sortie de l'urée et le biuret, on va obtenir les résultats suivants :

La quantité de matière	A l'entrée du décomposeur	A la sortie du décomposeur	La comparaison
Urée	159005.24kg/h	150418.58kg/h	8586.66kg/h
Biuret	642.445kg/h	661.355kg/h	18.91kg/h

Tableau V-10 comparaison entre le flux de l'urée et de biuret entrant et sortant.

2-Bilan énergétique

La quantité de chaleur de l'urée solution entrant=332897426.9603kj/h.

La quantité de chaleur de co2 entant =34854999.059kj/h.

La quantité de chaleur de la vapeur d'eau=254160000kj/h.

Totale =621912426.0193kj/h.

La quantité de chaleur de l'urée solution sortant=222719000.672kj/h.

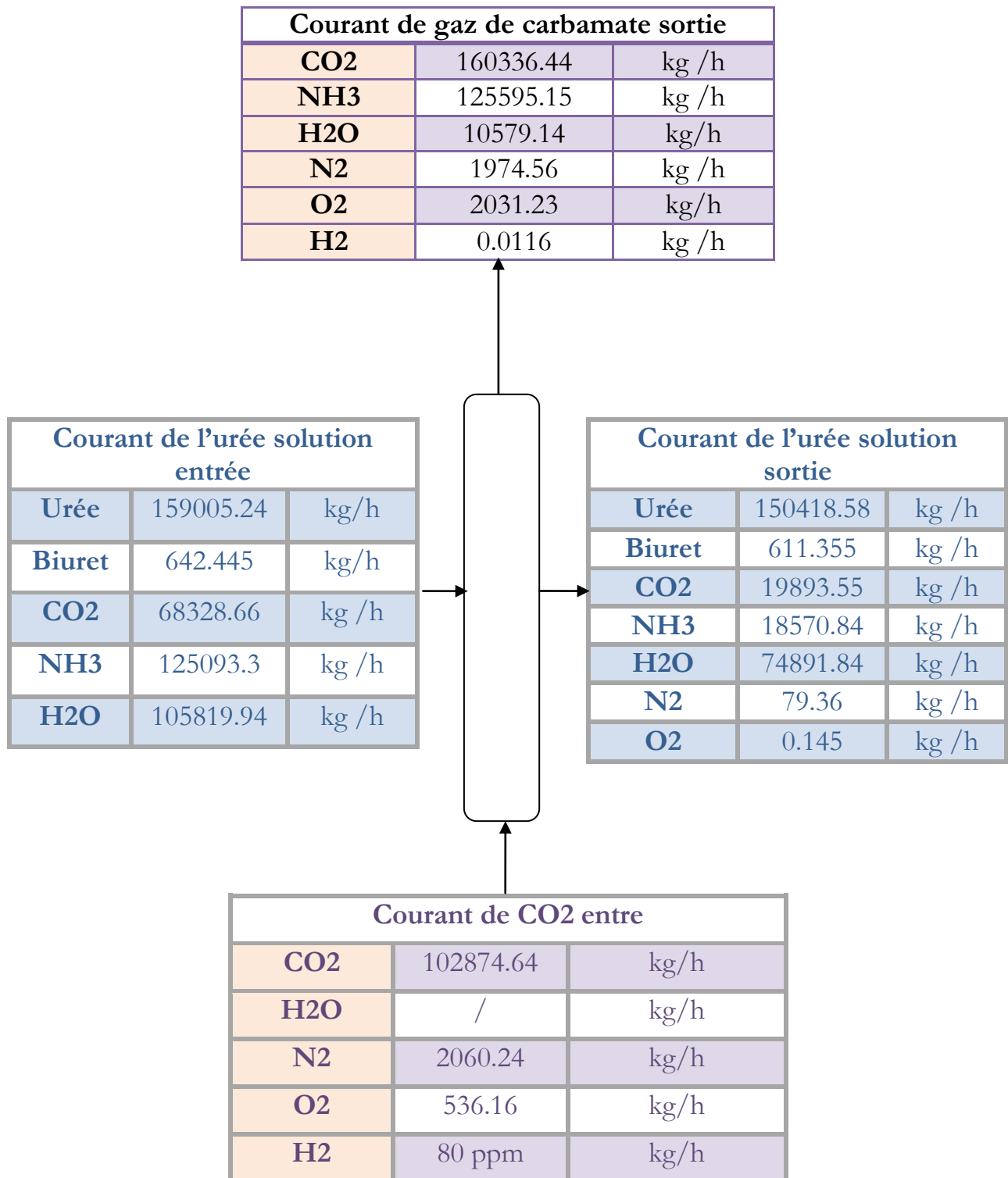
La quantité de chaleur du carbamate gazeux sortant=144853637.709kj/h.

La chaleur latente=263781559.964kj/h.

Totale =631354198.345kj/h.



V-3-2 Cas actuel



1-Courant urée solution entrée :

composant	Fraction massique	Kg/hr	Kmol/hr	Fraction molaire x	cp	Σxcp
Urée	34.65	159005.24	2650.08	15.189	135.3	20.55
Biuret	0.14	642.445	6.23	0.035	183.6	0.064
CO2	14.89	68328.66	1552.9	8.9	44.646	3.97
NH3	27.26	125093.3	7358.4	42.177	43.258	18.244
H2O	23.06	105819.94	5878.8	33.69	75.37	25.392
Totale	100	458889.6	17446 .41	99.991	/	/

Tableau V -11 courant de l'urée solution entrée.

2-courant de CO2 entrée :

composant	Fraction volumique	Kg/hr	Kmol/hr	cp	Σxcp
CO2	96.28	102874.64	2338.06	37.413	36.02
H2O	/	/	/	/	/
N2	3.03	2060.24	73.580	28.8	0.872
O2	0.69	536.16	16.755	29.66	0.20
H2	80 ppm	0.0038	0.0019	40.68	0.000032
Totale	100	105471.04	2428.4	/	37.0920

Tableau V -12 courant de CO2 entrée.



3-courant carbamate gaz sortie :

composant	Kg/hr	Kmol/hr	Fraction molaire	cp	Σxcp	Λ
CO2	160336.44	3644.01	31	44.702	13.85	92033116.56
NH3	125595.15	7387.95	62.85	40.188	25.25	171939760.35
H2O	10579.41	587.745	5	77.5	4.018	/
N2	1974.56	70.52	0.6	29.125	0.17	/
O2	2031.23	63.476	0.54	31.406	0.169	/
H2	0.0116	0.0058	50 ppm	43.326	0.0000216	/
Totale	300516.8016	11754.9	99.990	/	/	/

Tableau V -13 courant de carbamate gaz sortie.

4-courant solution de l'urée sortie

Composant	Fraction masique	Kg/hr	Kmol /hr	Fraction molaire x	cp	Σxcp
Uree	56.86	150418.58	2506.97	30.49	140	42.686
Biuret	0.25	661.355	6.42	0.078	185	0.1443
CO2	7.52	19893.55	452.12	5.49	44.276	2.43
NH3	7.02	18570.84	1092.4	13.28	39.8	5.28
H2O	28.31	74891.84	4160.65	50.60	75	37.95
N2	0.03	79.36	2.83	0.03	29.063	0.0087
O2	55 ppm	0.145	0.0045	0.00005	31.143	0.000015
Totale	99.99	264542	8221.39	99.96805	/	/

Tableau V-14 courant de la solution de l'urée sortie.



a- Les résultats obtenus**1-Bilan massique**

La quantité de matière de la solution d'urée entrant=458889.6 kg/h.

La quantité de matière du courant gazeux de co2 entrant=105471.04kg/h.

Totale=564360.64kg/h.

La quantité de matière du courant gazeux du carbamate sortant=300516.801kg/h.

La quantité de matière de la solution d'urée sortant=264542kg/h.

Totale =565058.801kg/h.

Remarque :

En comparant la quantité de la matière entre l'entrée et la sortie de l'urée et le biuret, on a obtenu les résultats suivants :

La quantité de matière	A l'entée du décomposeur	A la sortie du décomposeur	La comparaison
Urée	159005.24kg/h	150418.58kg/h	8586.66kg/h
Biuret	642.445kg/h	661.355kg/h	18.91kg/h

Tableau V -15 comparaison entre le flux de l'urée et de biuret entrée et sortie.

2-Bilan énergétique

La quantité de chaleur de l'urée solution entrée=327236626.5849kj/h.

La quantité de chaleur de co2 entée =34511964.4084kj/h.

La quantité de chaleur de la vapeur d'eau=254160000kj/h.

Totale =615908590.993kj/h.

La quantité de chaleur de l'urée solution sortie=222669412.702kj/h.

La quantité de chaleur de co2 sortie=143424175.327kj/h.

La chaleur latente=263972876.91kj/h.

Totale =630066464.939kj/h.

V-3-3 Les interprétations**V-3-3-1Bilan de matière**

a-D'après les résultats obtenus, la quantité de matière est conservée au sein de décomposeur selon les données de PFD, par contre il y a une légère augmentation à la sortie de décomposeur au cours du fonctionnement et cela peut être expliqué par l'accumulation des gaz inertes qui ne sont pas dégazés via la vanne au sommet de décomposeur.

b-théoriquement, il y a que la réaction de décomposition de carbamate au sein de l'équipement mais on réalité il y a 02 réactions qui ne sont pas favorable ; l'hydrolyse et la formation de biuret et cela due aux conditions qui gouvernent le fonctionnement :

1- Hydrolyse

-la présence de quantité suffisante d'eau.



-manque d'ammoniac dans la solution d'urée descendent en bas de l'équipement.

2- la formation de biuret

- le temps de séjour (niveau de liquide).
- l'augmentation de la concentration d'urée.

V-3-3-2 Bilan énergétique

a-Les résultats obtenus à partir de design ont montrés qu'il existe une différence entre la quantité de chaleur d'entrée et celle de sortie environ 9 million kJ/h, cette augmentation à la sortie du décomposeur due à l'accumulation des inertes qui nous ont déjà parlés précédament dans le bilan de matière.

b-les résultats obtenus a partir d'un échantillon au cours de fonctionnement de l'équipement qui sont un peu déviés à celle de design et cela s'explique par le changement de la composition de flux de CO₂ ; l'apparition de H₂ et la disparition de H₂O ce qui influe sur xcp.

V-4 Conclusion

Solutions de carbamate d'ammonium sont notoirement corrosif pour les matériaux de construction métalliques, des formes encore plus résistantes de l'acier inoxydable, surtout dans les parties les plus chaudes de la plante tels que le décapant. Traditionnellement, la corrosion a été réduite au minimum (mais non éliminée) en injectant en continu d'une petite quantité d'oxygène (comme l'air) dans l'installation pour établir et maintenir une couche d'oxyde solutions de carbamate d'ammonium sont notoirement corrosif pour les matériaux de construction métalliques, des formes encore plus résistantes de l'acier inoxydable, surtout dans les parties les plus chaudes de la plante tels que le décapant. Traditionnellement, la corrosion a été réduite au minimum (mais non éliminée) en injectant en continu d'une petite quantité d'oxygène (comme l'air) dans l'installation pour établir et maintenir une couche d'oxyde passif sur les surfaces en acier inoxydable exposées. Étant donné que l'alimentation en dioxyde de carbone est récupérée à partir du gaz de synthèse d'ammoniac, il contient des traces d'hydrogène qui peuvent se mêler à l'air de passivation pour former un mélange explosif si on les laisse s'accumuler.

Les solutions de carbamate d'ammonium sont notoirement corrosif pour les matériaux de construction métalliques, des formes encore plus résistantes de l'acier inoxydable, surtout dans les parties les plus chaudes de la plante tels que le décapant. Traditionnellement, la corrosion a été réduite au minimum (mais non éliminée) en injectant en continu d'une petite quantité d'oxygène (comme l'air) dans l'installation pour établir et maintenir une couche d'oxyde passif sur les surfaces en acier inoxydable exposées. Étant donné que l'alimentation en dioxyde de carbone est récupérée à partir du gaz de synthèse d'ammoniac, il contient des traces d'hydrogène qui peuvent se mêler à l'air de passivation pour former un mélange explosif si on les laisse s'accumuler.



Chapitre



VI

Etude du laveur HP

022E003

VI Etude du Laveur HP 022E003

VI-1 Introduction

Le flux gazeux provenant du réacteur de synthèse est acheminé vers le laveur afin de récupérer le Maximin des gaz par l'absorption de carbamate et réintroduire dans la boucle de synthèse, ce qui va diminuer les émissions gazeux dans l'atmosphère.

VI-2 description du fonctionnement du laveur HP 022E003

VI-2-1 Le laveur HP [1]

Le laveur HP est un échangeur thermique à calandre vertical, dans lequel du gaz et du liquide montent à co-courant dans les tubes de bas en haut. Le gaz d'échappement du réacteur est extrait de l'ammoniac et du dioxyde de carbone dans le laveur HP, au moyen du carbamate recyclé issu de l'étage de recirculation basse pression.

Les exigences en termes de concentration minimale des réactifs dans l'évent requièrent l'utilisation d'un laveur de type contre-courant. Toutefois, pour contrebalancer la hausse de température du carbamate provoquée par le caractère fortement exothermique de l'absorption d'ammoniac et de dioxyde de carbone, Stamicarbon a conçu un laveur de type cocourant, qui concilie les deux aspects. La majeure partie des gaz est absorbée dans le carbamate dans un absorbeur cocourant. La chaleur de l'absorption est éliminée par de l'eau de refroidissement conditionnée.

Le gaz d'échappement du réacteur, ainsi qu'une grande quantité de réactifs en ayant été enlevée, est maintenant lavé dans un lit à garnissage par un écoulement de carbamate à contre-courant, provenant de la section de recirculation BP. En raison des circonstances de la recirculation BP, de la basse pression et de la faible température, ce carbamate est saturé. Les circonstances du laveur HP sont une pression et une température élevées, conférant une capacité d'absorption supérieure à la solution de carbamate. En raison de cette capacité d'absorption supérieure, la solution de carbamate peut toujours absorber les réactifs présents dans le gaz d'échappement du réacteur.

Lorsque la synthèse agit conformément au bilan massique spécifié, le carbamate liquide quittant le laveur HP est juste du côté riche en dioxyde de carbone de l'azéotrope. Dans ce cas, une légère hausse accidentelle du rapport N/C dans les flux se dirigeant vers le laveur HP a, de ce fait, une influence favorable sur le fonctionnement du laveur. Une hausse plus importante du rapport N/C entraîne un « dépassement de la marque », de telle sorte que le carbamate n'a plus la composition azéotrope, ce qui entraîne une baisse de l'efficacité du laveur HP.

Si une fuite d'hydrogène se produit dans le convertisseur H_2 , la concentration d'hydrogène dans la phase gazeuse du laveur HP peut augmenter jusqu'au point où le mélange gazeux devient explosif. De plus, l'ammoniac et l'oxygène peuvent former des mélanges explosifs. Toutefois,



l'énergie d'inflammation des mélanges ammoniac / oxygène est largement supérieure à celle des mélanges hydrogène / oxygène. Afin de minimiser les conséquences d'une potentielle explosion, le lit à garnissage dans le laveur HP est fourni avec un disque de rupture, et il est implanté dans une sphère. Le gaz d'échappement du réacteur passe à travers cette sphère avant de se diriger vers la partie laveur ; ainsi, en cas d'explosion, il peut agir comme agent d'extinction. L'espace tampon est tel que, en cas d'explosion, l'équipement ne sera pas endommagé.

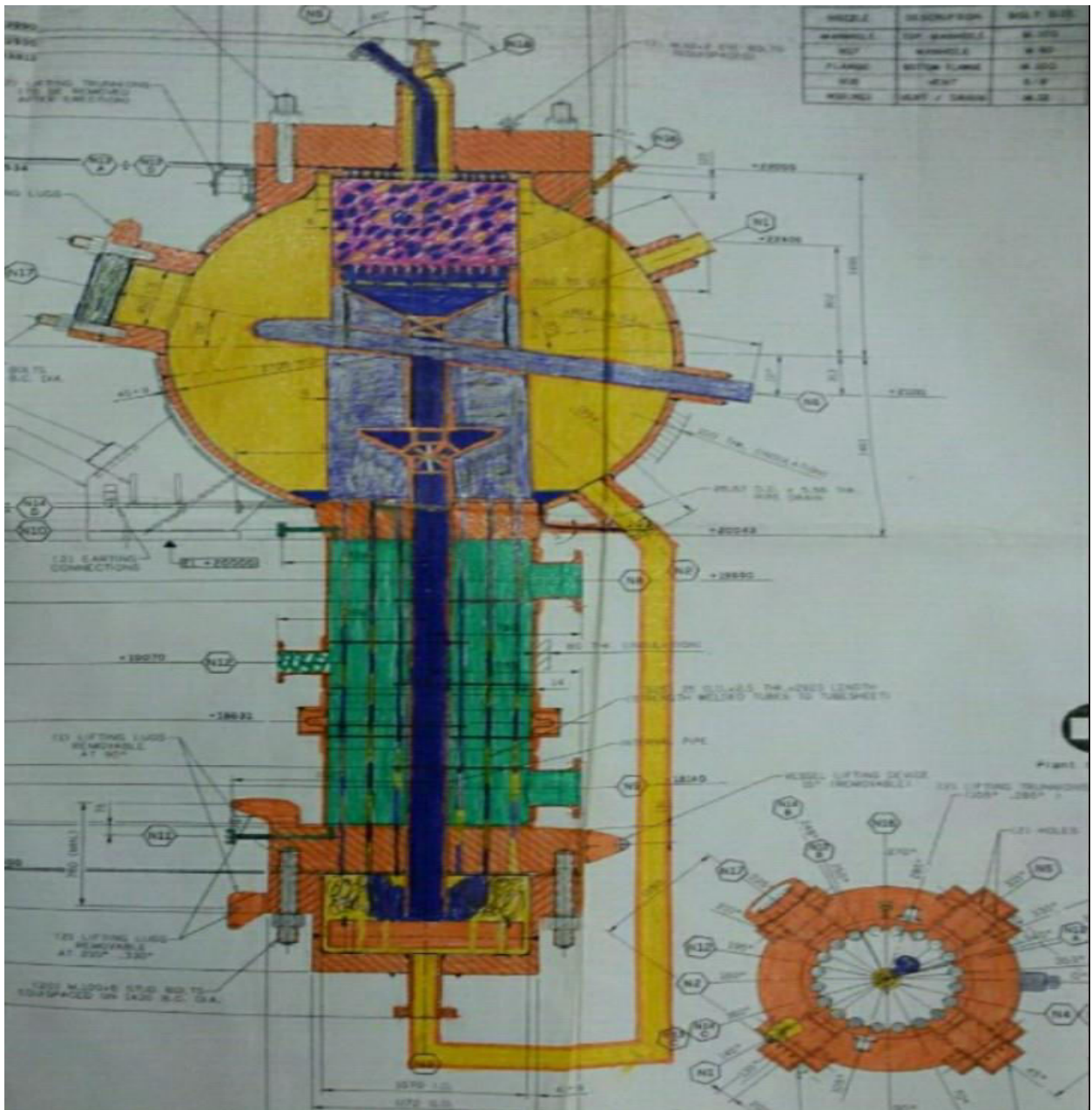


Figure VI.1 : le laveur de synthèse.

VI-2-2 L'extraction de l'hydrogène

Avec le dioxyde de carbone provenant de l'installation, des quantités relativement faibles de gaz, qui sont inertes par rapport à la formation d'urée, sont introduites dans le procédé.

Ces gaz sont :

- ❖ Hydrogène
- ❖ Azote
- ❖ Méthane
- ❖ Monoxyde de carbone et
- ❖ Gaz nobles

Ces gaz qui acheminent vers le laveur HP en particulier l'hydrogène, va présenter un risque d'explosion. Pour l'élimination de l'hydrogène, stamicarbon a installé un réacteur catalytique à base de platine au niveau du compresseur du CO₂.

Le catalyseur peut être empoisonné par des composés contenant du soufre (par exemple H₂S, COS) ; le soufre est connu comme un poison ajouté à du monoxyde de carbone (d'autres poisons pour le catalyseur sont moins pertinents dans ce procédé : mercure, métaux lourds, composés chlorés, huile, hydrocarbures non saturés, vapeurs de certains solvants organiques...). Un niveau de soufre inférieur à 5 ppm sous forme de H₂S est considéré ne pas avoir d'influence sur les performances du catalyseur. Un niveau d'huile inférieur à 10 mg/Nm³ peut être toléré à long terme (pas d'arrêt immédiat requis, toutefois la source doit être éliminée aussi vite que possible). Le catalyseur peut également être détruit mécaniquement si la couche n'est pas fixe et qu'elle peut se déplacer à l'intérieur du réacteur. Cela provoque l'attrition du catalyseur. (Des condensats blanchâtres commençant à provenir du séparateur de condensats peuvent être une indication de cela). Le catalyseur devient uniquement actif à des températures plus élevées. Si des traces de S (1 ppm) sont présentes, l'hydrogène n'est pas converti avant que la température ait atteint une valeur d'environ 220 °C.

Le monoxyde de carbone augmente également la température d'activation du catalyseur. Avec des quantités de monoxyde de carbone atteignant 400 ppm en poids, cette température est d'environ 50 °C ; avec 1000 ppm en poids de monoxyde de carbone, elle a déjà atteint une valeur de 150 °C. La chaleur de la réaction d'oxydation de l'hydrogène fait monter la température du dioxyde de carbone (la hausse de température est d'environ 50 °C pour chaque pour cent d'hydrogène).



VI-2-3 Les facteurs qui peuvent mener à l'apparition du phénomène d'explosion dans le laveur HP [18]

Dans les conditions normales, le mélange gazeux se situe hors la zone d'explosion cependant, il existe certain écart d'où la composition du mélange gazeux peut être dans la plage explosive qui sont indiqué dans le diagramme triangulaire.

Cette situation se produit lorsque la teneur en ammoniac dans le laveur se diminue dans le mélange gazeux qui peu être envisager dans les cas suivants :

a-excès de condensation et d'absorption dans le laveur : le taux de condensation et de l'absorption dépend de la température ; si la température est faible ; l'absorption de gaz d'ammoniac dans le carbamate recyclée est fortement promu et la composition de mélange gazeux peu approcher de la limite d'inflammabilité.

b-pendant le démarrage la composition de mélange varie à chaque instant jusqu'à ce que les paramètres de fonctionnement sont normaux.

c-l'hors de l'arrêt du réacteur qui soutient le mélange gazeux de H₂, O₂ et les gaz inertes qui sont s'accumuler dans la partie supérieure de laveur. Lorsque la section de synthèse est rincée avec de l'eau qui absorbe l'NH₃, ce mélange gazeux approche de la plage d'inflammation.

VI-2-4 Les recommandations pris par le constructeur

1-maintenir la température dans la partie supérieure de laveur supérieure à 145°C (température de design 170°C).

2-pour éliminer la possibilité de la condensation locale il est nécessaire de garder la partie supérieure de laveur chargée de vapeur.

3-lors de démarrage, l'azote est ajouté avec l'alimentation en CO₂ pour la dilution du gaz dans le laveur.

VI-2-5 Le réacteur de déshydrogénation

Les contrôles de fonctionnement stricte sont adoptés pour éviter un mélange explosif ; le réacteur de déshydrogénation requis d'oxygène pour la combustion de H₂ qui est alimenté par l'alimentation en air supplémentaire dans le CO₂ de nombreuses option ont été envisages pour localiser le réacteur de déshydrogénation dans le 2 eme étage au niveau du compresseur de CO₂ qui été choisi pour être l'endroit le plus optimale :

-même température et pression qui sont convenable au fonctionnement de réacteur.

-au niveau de 2 ème étage la température est de 176°C d'où l'eau qui est nuisible pour le catalyseur est déjà éliminée.



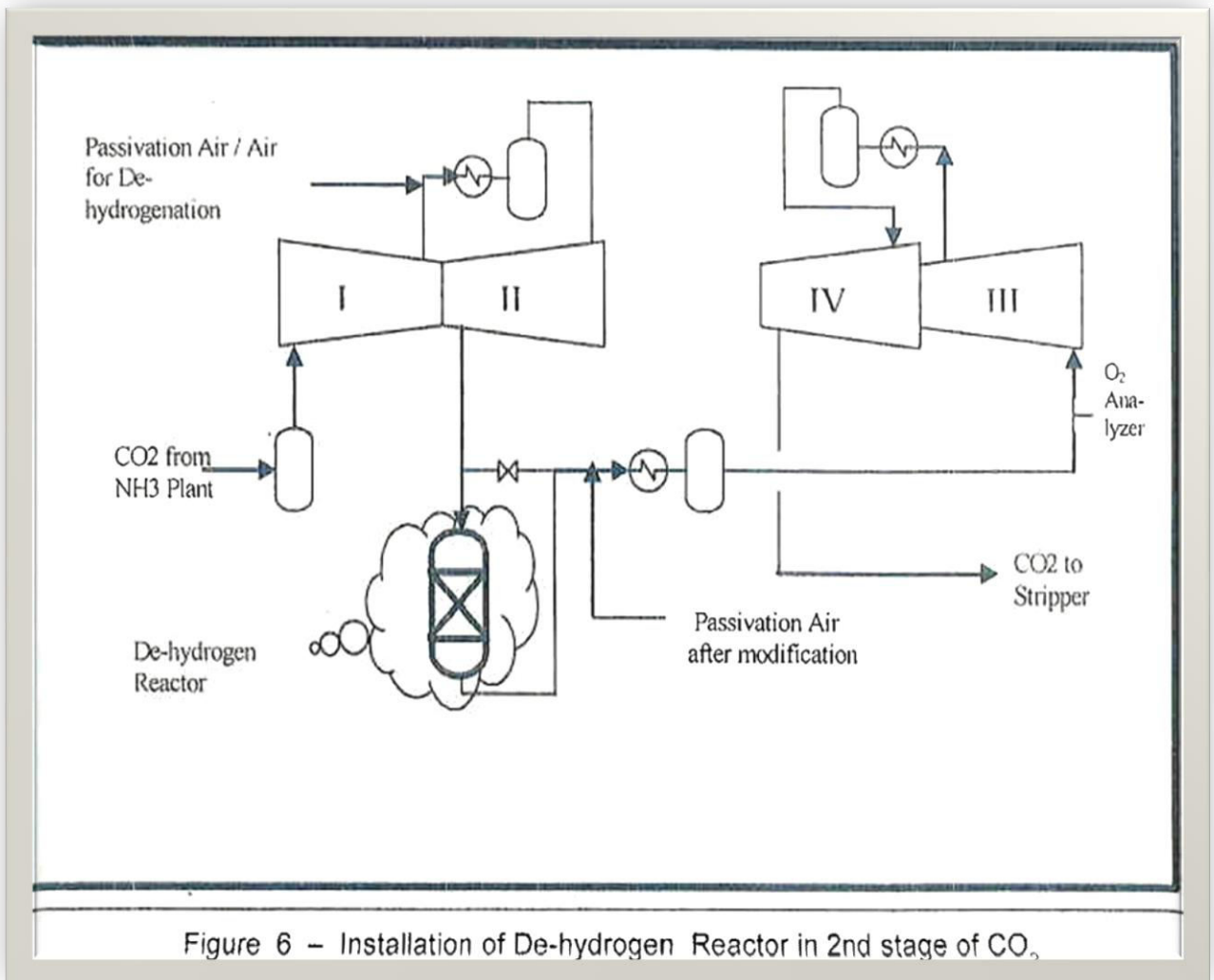


Figure 6 – Installation of De-hydrogen Reactor in 2nd stage of CO₂

Figure VI.2 l'installation du réacteur à l'hydrogène dans le 2^{ème} étage du Compresseur du CO₂.

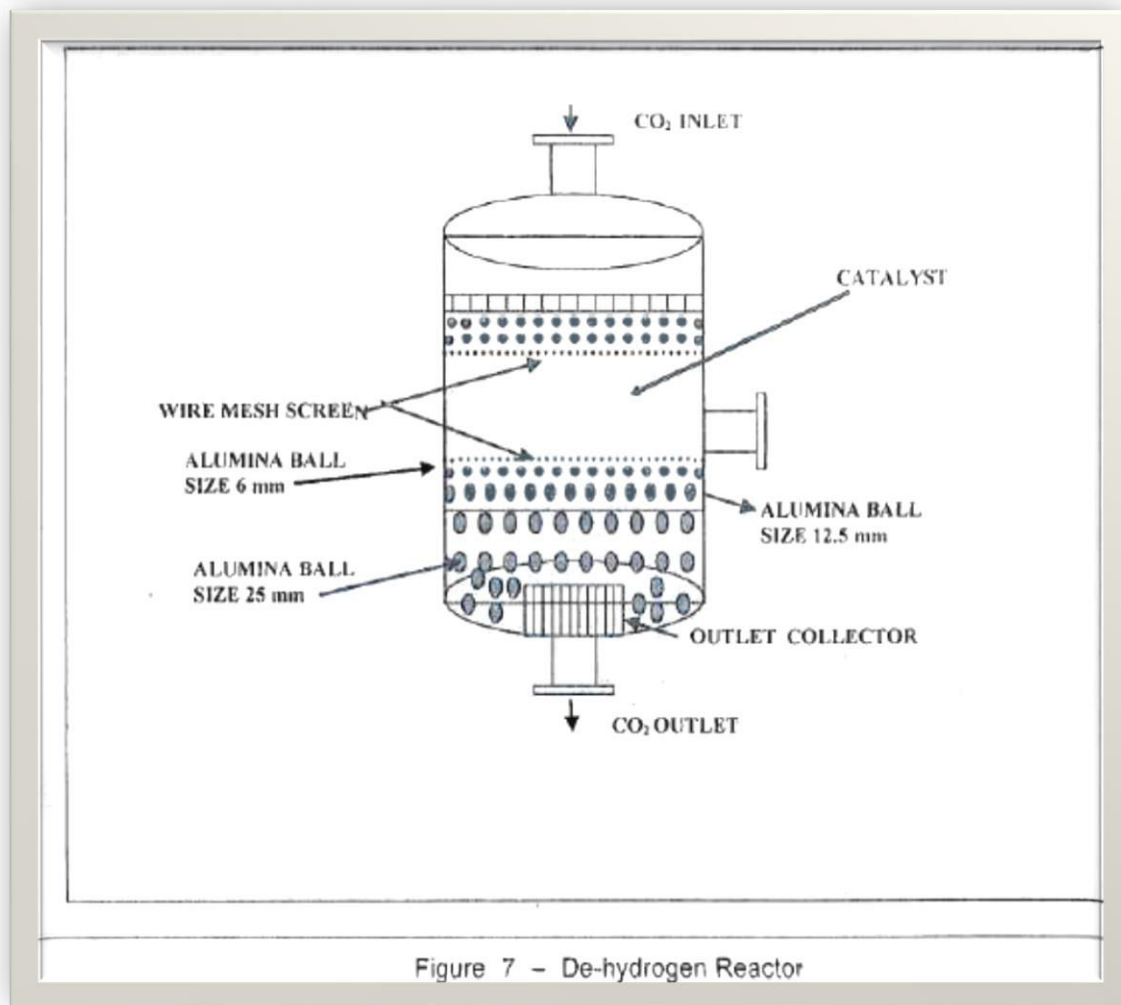


Figure VI.3 : le réacteur catalytique de déshydrogénation au platine

VI-2-6 Le fonctionnement du catalyseur à l'hydrogène [19]

L'une des réactions les plus recherchées de la chimie inorganique, de recombinaison de l'hydrogène et de l'oxygène sur la surface d'un catalyseur, reste encore mystérieuse. Pour la plupart du temps depuis la seconde moitié du 18^{ème} siècle, quand Antoine Laurent de Lavoisier et Henry Cavendish ont d'abord observé la formation de l'eau, cette réaction a été un objet de recherche purement académique. Seulement au cours des 30 dernières années à hydrogène-oxygène recombinaison a reçu un grand intérêt pratique en raison, d'une part, l'intérêt croissant pour l'hydrogène comme carburant potentiel «écologique», et, d'autre part, l'extrême danger qu'elle présente.

Parmi les moyens d'éviter les explosions destructrices en supprimant l'hydrogène à partir de divers espaces clos (par exemple, l'industrie des fertilisants) normal et le procédé catalytique



pour l'élimination de l'hydrogène a été largement grâce à la simplicité et la fiabilité des dispositifs basés sur l'applique.

Les métaux de platine dispersés sur un support poreux, par exemple $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$, sont utilisés comme catalyseurs pour l'élimination de petites quantités d'hydrogène à partir de l'air, où l'excès d'oxygène est importante.

La réaction de recombinaison de H_2 et O_2 sur le produit de platine lisse à un rythme élevé que dans le gaz se mélange avec un excès d'hydrogène. Lorsque la concentration en oxygène est supérieure à celle de l'hydrogène, en termes de rapport stœchiométrique, le processus se ralentit brusquement et arrête complètement par la suite.

Dans la recherche menée à l'Institut Karpov de chimie physique (Moscou) il y a quarante ans, le mécanisme électrochimique de réactions rouge bœuf a été proposé comme explication pour cette inhibition par excès d'oxygène. Les résultats de l'analyse ellipso métrique souligné la formation d'une monocouche de molécules de protection PtO sur la surface Pt dans une atmosphère riche en oxygène. On a observé que la réaction de recombinaison se déroule à une vitesse élevée avec l'utilisation d'un catalyseur poreux à toutes les concentrations de gaz réactifs. La raison de cela réside dans le mécanisme de la catalyse: la réaction se déroule à une certaine profondeur dans le corps poreux du catalyseur. L'hydrogène, qui a une plus grande mobilité, pénètre en plus grande quantité que l'oxygène, créant ainsi il l'excès stoechiométrique.

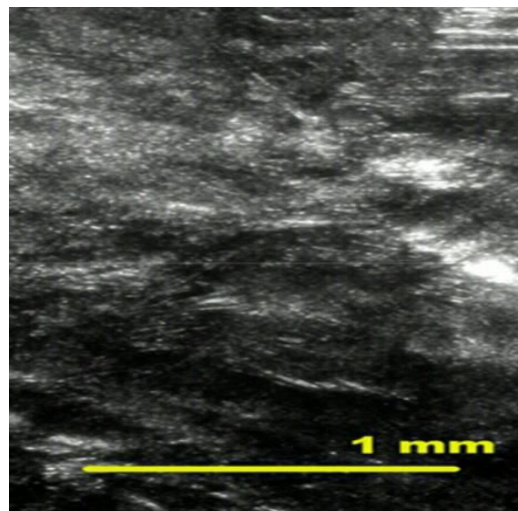
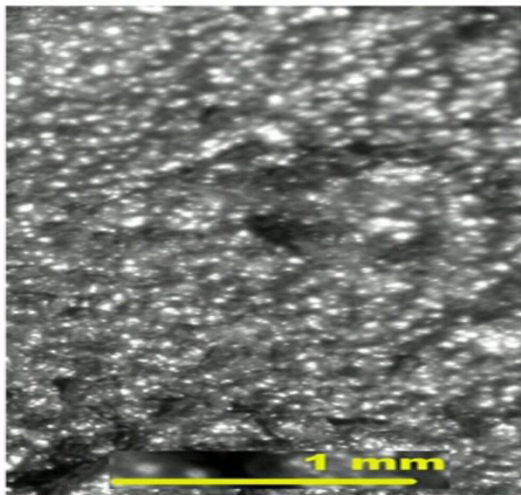


Figure VI.4 : Catalyseur avec une surface poreux. Figure VI.5 : catalyseur avec une surface lisse.



VI-2-7 L'absorbeur à basse pression [20]

Le LP absorbeur fonctionne à une basse pression d'environ 4 bars; il absorbe l'ammoniac qui reste dans le gaz d'évent provenant du laveur à haute pression. La colonne a deux lits garnis, des lits supérieur et inférieur, comme on peut le voir sur la figure VI.6 Le gaz d'évent entrera en bas de la colonne et être lavé avec de l'ammoniac directement à l'eau froide en passant par le lit du bas. Le gaz restant ira plus loin dans le lit supérieur où il sera lavé avec de condensat de vapeur froide. Le gaz de purge restant, qui existe principalement des matières inertes, sera ensuite libéré dans l'atmosphère. Le liquide qui sort de cet absorbeur contient un peu de l'ammoniac, mais il penche encore assez pour être utilisée comme eau de lavage pour l'absorbeur atmosphérique.

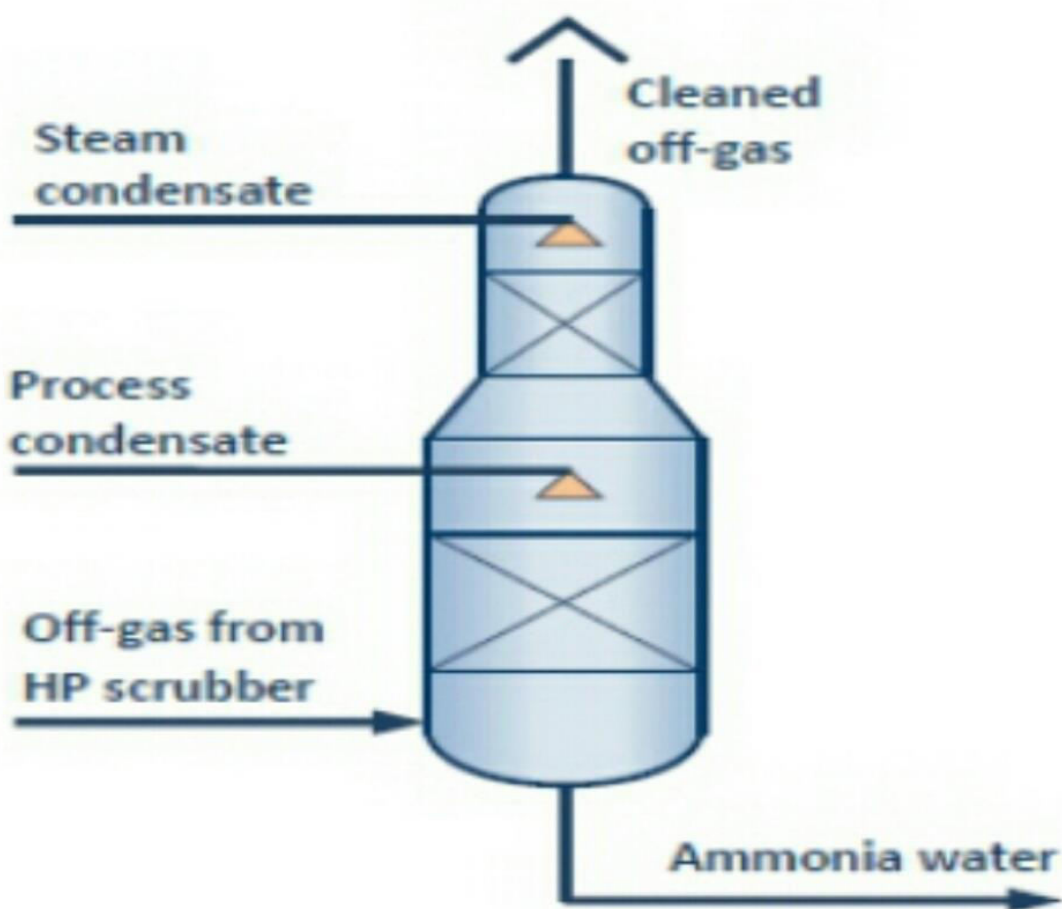


Figure VI.6 : L'absorbeur à basse pression.

VI-3 Problématique

Avant le compresseur du dioxyde de carbone 020K002 de l'air est acheminé depuis l'unité de l'ammoniac vers le flux du CO₂, cet ajout sert à :

- ✓ La combustion de l'hydrogène après le 2^{ème} étage du compresseur dans le réacteur d'extraction de l'hydrogène 020R001
- ✓ Comme agent anti corrosion dans la section de synthèse.

Risque d'explosion au niveau du laveur 022E003

Le réacteur d'extraction est conçu pour éviter un éventuel risque d'explosion au niveau du laveur, il permet de brûler tous l'hydrogène par l'ajout de l'air en amont du compresseur du dioxyde de carbone.

Caractéristique du réacteur d'extraction d'hydrogène

Le réacteur 020R001 est installé au niveau du 2^{ème} étage du compresseur, est désigné à réduire l'hydrogène H₂ de 0.2 vol% (volumique) au 10ppm (max).

L'air est ajouté au dioxyde de carbone afin de protéger l'équipement de la corrosion, par l'action de l'oxygène qu'il contient. tous ces gaz se condensent à peine ou pas du tout dans le procédé ; ils quitteront donc la boucle de synthèse, avec l'ammoniac et le dioxyde de carbone non condensés, par le biais de la conduite des gaz d'échappement du réacteur. dans le laveur HP, la majeure partie de l'ammoniac et du dioxyde de carbone est éliminée du mélange gazeux ; ainsi, les concentrations d'azote, d'oxygène, d'hydrogène, etc. Augmenteront brutalement. Par conséquent, un mélange explosif d'hydrogène et d'oxygène peut se former, et une éventuelle inflammation de ce mélange peut provoquer l'inflammation de l'ammoniac encore présent comme le cas d'explosion dans le complexe fertilisant de Flixborough, UK en 1974 et de Bhopal en INDE 1984.

Afin de minimiser ce risque, l'hydrogène est éliminé du dioxyde de carbone par oxydation catalytique en eau. Pour la catalyse, 0.3% en poids de platine est utilisé sur des pastilles d'alumine de 3mm×3mm. ces pastilles sont portées par des billes d'alumine de 6mm de diamètre.



VI-4 Calcul des zones d'explosions

VI-4 -1 Représentation de la méthode du calcul [1]

1-Calcul de la masse moléculaire moyenne

$$\frac{1}{Mm} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{M_i} = Mm = \frac{1}{\frac{CO_2}{44} + \frac{NH_3}{17} + \frac{H_2O}{18} + \frac{N_2}{14} + \frac{O_2}{32} + \frac{H_2}{2} + \frac{CH_4}{16}}$$

2-Calcul vi à partir de xi

$$V_i = x_i \frac{Mm}{M_i}$$

Exemple de calcul

$$V_{O_2} = \frac{0.59 \times 23.017}{32} = 0.424$$

3- Système de limite d'explosion NH₃-N₂-H₂-Air (N₂+O₂)

Exemple

Un échantillon de gaz présente les analyses suivantes

-10.6 vol.%O₂

-77.9vol.%N₂

Le rapport Air/N₂ sera le suivant

$$10.6 + 10.6 \times \frac{79}{21} = 50.47 \text{ mol Air}$$

$$77.9 + 77.9 \times \frac{79}{21} = 370.95 \text{ mol N}_2$$

Le rapport O₂/N₂

$$O_2 = \frac{50.47}{50.47 + 370.95} = 11.97 \approx 12$$

$$N_2 = 100 - 12 = 88$$

Le mélange est constitué de

$$\frac{O_2}{N_2} = \frac{0.21X}{(100 - X) + 0.79}$$

$$X_{O_2} = 57$$

$$X_{N_2} = 43$$



Calcul du rapport H_2/H_2+NH_3

$$\frac{H_2}{H_2 + NH_3}$$

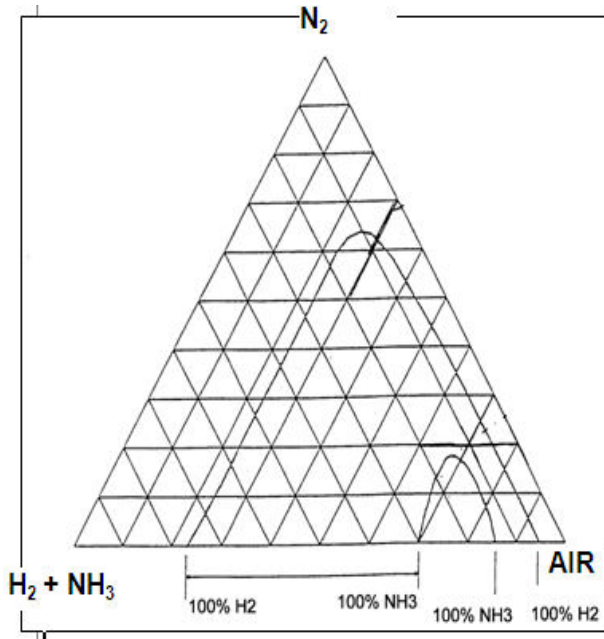


Figure VI.7 : Limites d'explosion pour H_2 et NH_3

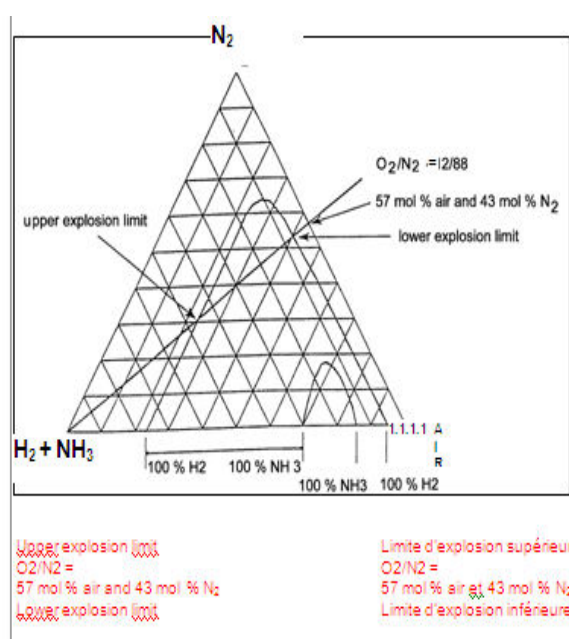


figure VI.8: Limites d'explosion pour H_2 , $O_2/N_2 = 12/88$

Les limites d'explosion pour différents rapports O_2/N_2 et rapports H_2/H_2+NH_3

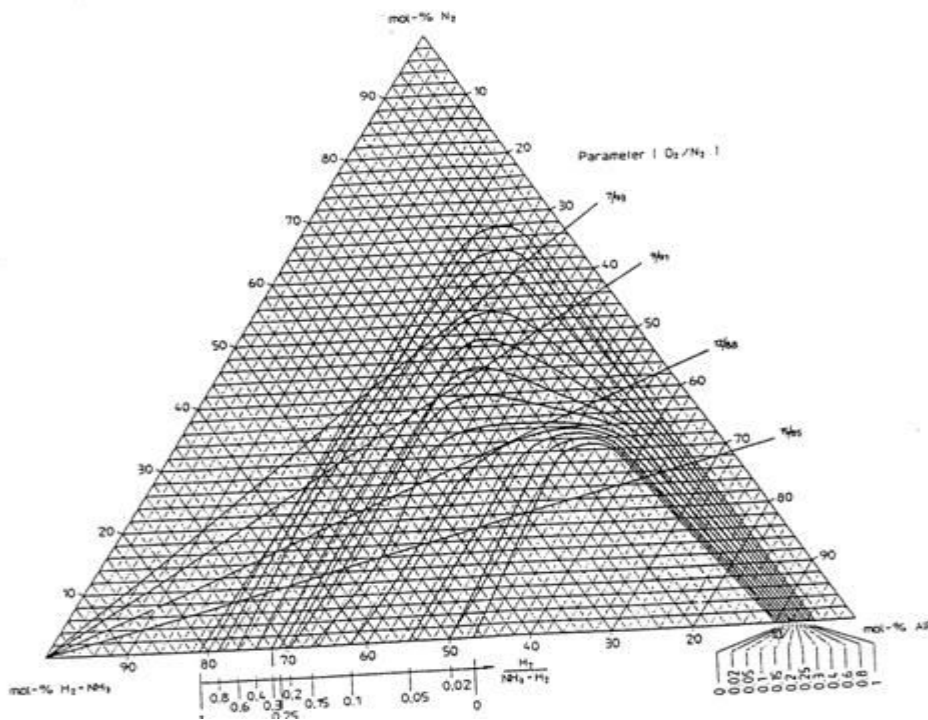


Figure VI.9 : Limites d'explosion du mélange de $NH_3-H_2-N_2$ dans l'air

Pression de 175 bars et température de 150 °C

VI-4 -2 Les résultats obtenus

VI-4 -2-1 Compresseur avec réacteur catalytique d'hydrogène

Constituants	Fraction massique%	Fraction volumique%
CO2	42.74	22.35
NH3	49.28	66.722
H2O	4.37	5.588
N2	2.8	4.603
O2	0.59	0.424
H2	65ppm	0.000748
CH4	0.21	0.302
Totale	99.99	99.989

Tableau VI.1 : la composition du courant gazeux entrant le laveur HP.

a-Calcul de la masse moléculaire moyenne

$$M_m = 23.017$$

b-Calcul du rapport Air/N2

$$2.020 \text{ mol d'air}$$

$$21.919 \text{ mol N}_2$$

c- Le rapport O2/N2

$$O_2 = 8.44$$

$$N_2 = 91.56$$

d-Le mélange est constitué de

$$X_{O_2} = 40.2\% \text{ mol}$$

$$X_{N_2} = 59.8\% \text{ mol}$$

e-Le rapport H2/H2+NH3

$$\frac{H_2}{H_2 + NH_3} = \frac{0.000748}{0.000748 + 66.722} = 0.001121\%$$



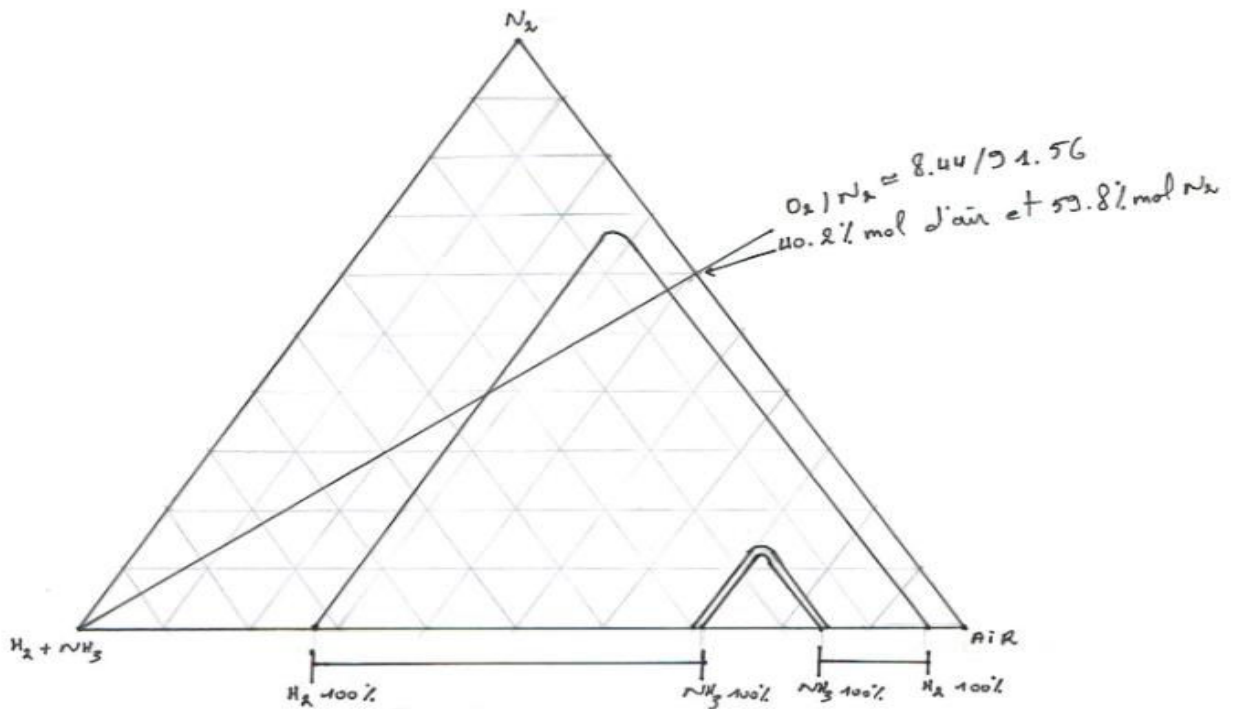


Figure VI.10 : Limites d'explosion du mélange de NH₃-H₂-N₂ dans l'air en présence du réacteur de déshydrogénation

VI-4 -2-2 Compresseur de CO₂ sans recteur catalytique d'hydrogène

Constituants	Fraction massique%	Fraction volumique%
CO ₂	42.74	21.9
NH ₃	49	64.97
H ₂ O	3.9	4.885
N ₂	2.8	4.51
O ₂	1.6	1.1255
H ₂	0.2	2.255
CH ₄	0.21	0.29
Totale	100.45	99.9355

Tableau VI.2 : la composition du courant gazeux entrant le laveur HP.



a-Calcul de la masse moléculaire moyenne

$$M_m = 22.55$$

b-Calcul du rapport Air/N₂

$$5.369 \text{ mol d'air}$$

$$21.4761 \text{ mol N}_2$$

c- Le rapport O₂/N₂

$$O_2 = 19.8 \approx 20\%$$

$$N_2 = 79.9 \approx 80\%$$

d-Le mélange est constitué de

$$X_{O_2} = 95.23\% \text{ mol}$$

$$X_{N_2} = 4.7619\% \text{ mol}$$

e-Le rapport H₂/H₂+NH₃

$$\frac{H_2}{H_2 + NH_3} = \frac{2.255}{2.255 + 64.97} = 3.34\%$$



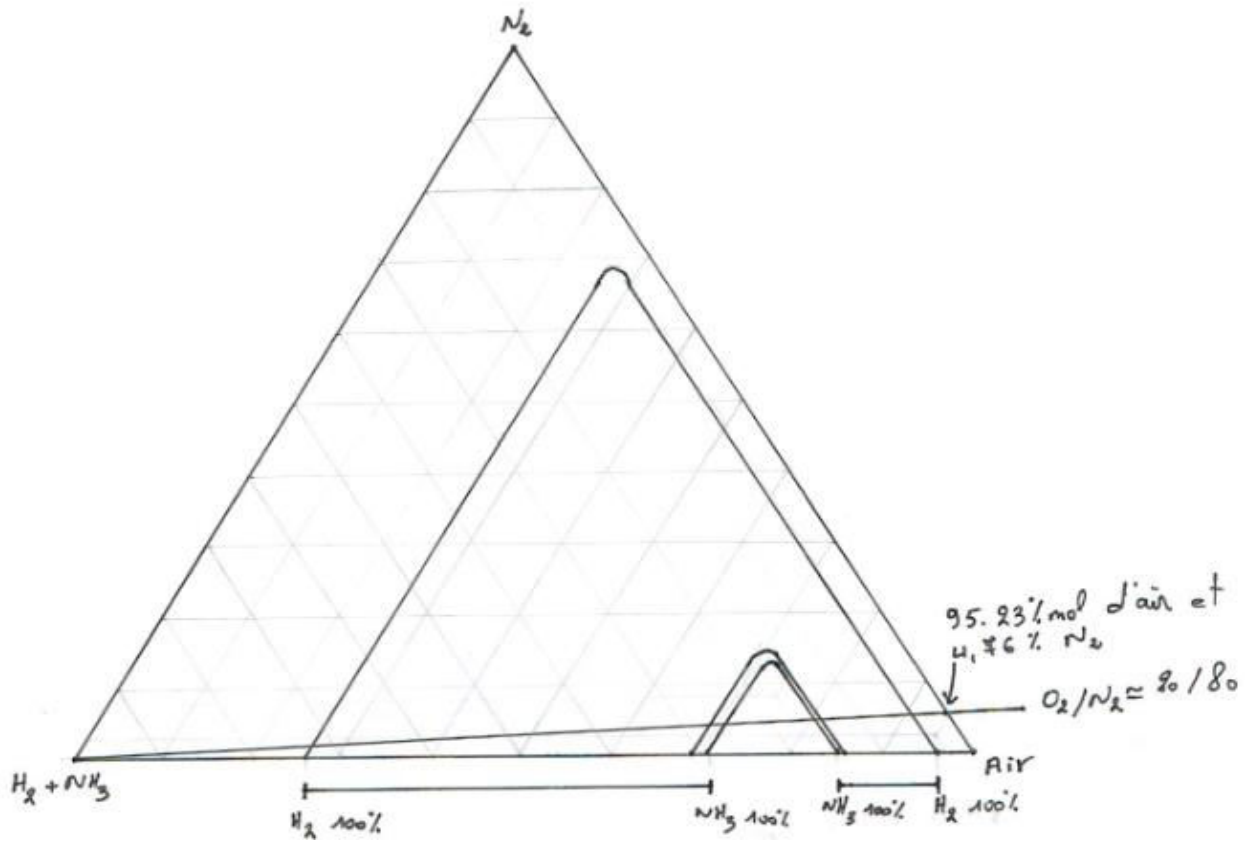


Figure VI.11 : Limites d'explosion du mélange de NH₃-H₂-N₂ dans l'air en absence du réacteur de Déshydrogénation

VI-4 -2-3 Compresseur de CO₂ sans recteur catalytique d'hydrogène

Constituants	Fraction massique%	Fraction molaire %
CO ₂	42.74	22.001
NH ₃	49.28	65.658
H ₂ O	3.37	4.240
N ₂	2.8	4.53
O ₂	1.4	0.99
H ₂	0.2	2.265
CH ₄	0.21	0.29
Totale	100	99.974

Tableau VI.3 : la composition du flux gazeux entrant le laveur HP.

a-Calcul de la masse moléculaire moyenne

$$M_m = 22.6537$$



b-Calcul de rapport Air/N2

4.71 mol d'air

20.71 mol N2

c- Le rapport O2/N2

O2 = 18.5%

N2 = 81.5%

d-Le mélange est constitué de

XO2 = 88.095 % mol

XN2 = 11.90 %mol

e-Le rapport H2/H2+NH3

$$\frac{H2}{H2 + NH3} = \frac{2.265}{2.265 + 65.658} = 3.335\%$$



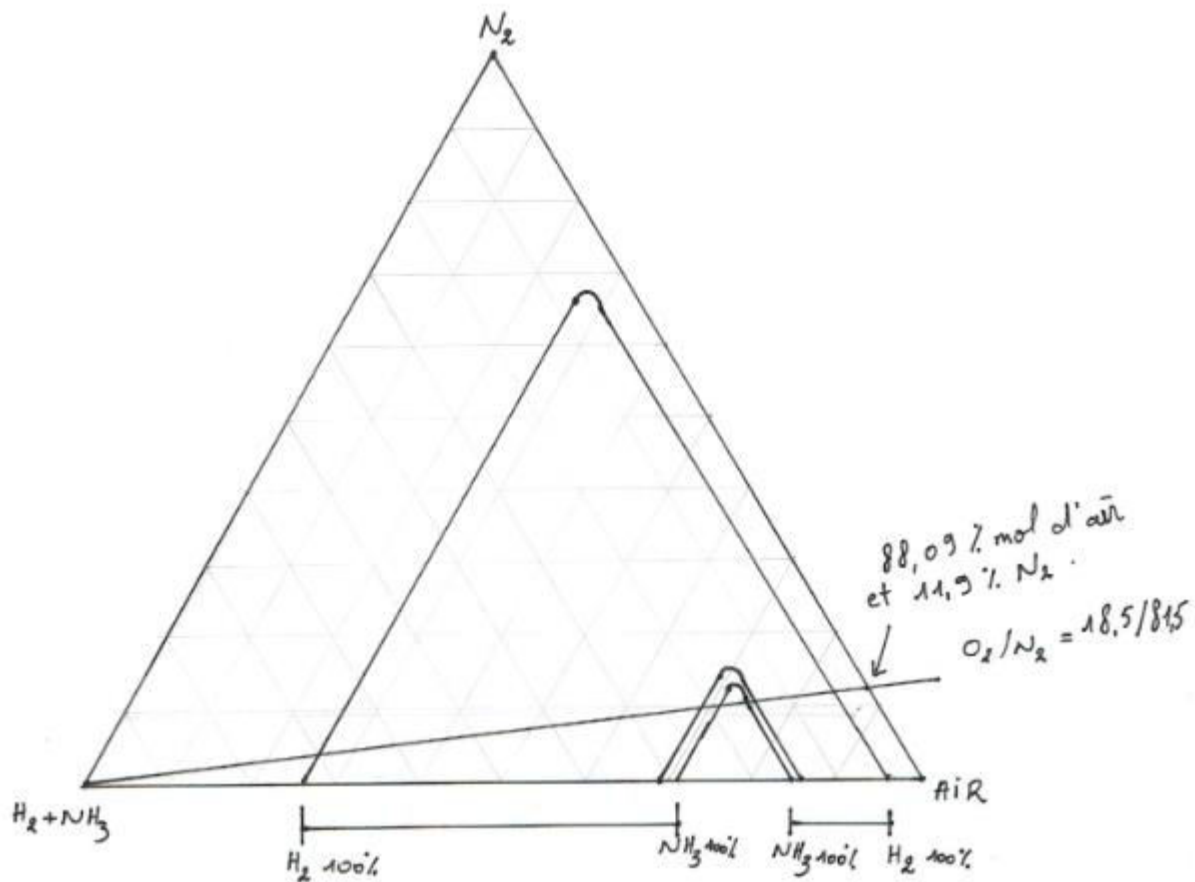


Figure VI.12 : Limites d'explosion du mélange de $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{-N}_2$ dans l'air en absence du réacteur de déshydrogénation

VI-4 -3 Interprétation

VI-4 -3-1 Compresseur avec réacteur catalytique d'hydrogène

Le rapport O_2/N_2 ne forme pas une intersection avec le rapport $\text{H}_2/\text{H}_2 + \text{NH}_3$; donc il n'y a pas de formation d'une zone d'explosion, d'où l'explosion est loin d'être réalisée, ce qui est expliqué par l'efficacité du catalyseur.

VI-4 -3-2 Compresseur sans réacteur catalytique d'hydrogène

Le rapport O_2/N_2 (20/80) forme une intersection avec le rapport $\text{H}_2/\text{H}_2 + \text{NH}_3$ avec une plage d'explosion plus grande par rapport au rapport O_2/N_2 (18,5/81,5) d'où la formation d'une zone d'explosion.

La formation de cette zone nécessite de vérifier la position du mélange gazeux dans le diagramme ternaire par rapport à la zone d'explosion ce qui représente un risque d'explosion d'équipement et le risque d'atteindre le point auto inflammation du rapport NH_3/H_2 qui est plus dangereux que H_2/O_2 .



Ce qu'il oblige de faire un contrôle pour la détection de l'anomalie au niveau de l'unité de décarbonatation (l'entraînement de H₂ par les mousses qui ont formés par l'ajout de MDEA).

VI-5 Conclusion

Le laveur HP est un équipement qui joue un rôle important dans la boucle de synthèse qui sert à récupérer le maximum des gaz non convertis, ce qui va augmenter le rapport stoechiométrique des réactifs de 2/1 jusqu'à 3/1 .

A certaines concertations, les gaz peuvent former un mélange explosif pour éviter ce dernier, ils ont installé le réacteur catalytique d'hydrogène.

De plus stamicarbon a adopté un désigne adapté a ce phénomène :

- un disque de rupture: (en cas d'explosion, il se détruit a fin de protéger l'équipement en limitant la propagation du choc).
- La sphère : qui sert à renfermer l'explosion grâce a sa géométrie.





PARTIE

HYGIENE ET SECURITE

Chapitre



VII

**Hygiène et sécurité au
niveau du complexe**

Sorfert

VII Hygiène et sécurité au niveau du complexe Sorfert

VII-1 Introduction

La nature des produits traités, gaz naturel, monoxyde de carbone, hydrogène, ammoniac, ainsi que les conditions opératoires de haute température et de pression élevée, font des ateliers de production du gaz de synthèse par reforming des installations relativement dangereuses, le danger est lié à la nature explosive et inflammable des produits et à la toxicité du monoxyde de carbone. Ces ateliers sont soumis aux réglementations de sécurité qui définissent les zones dangereuses (zone 1 ou 2) et imposent les types de matériels (matériel dit « de sécurité » ou « étanche ») utilisables en présence de produits inflammables. Le caractère dangereux de ces produits est tempéré dans les installations de production de gaz de synthèse par le fait qu'il n'y a pas de volume de rétention important de ces gaz, ni de stockage, et aussi par le fait qu'étant plus légers que l'air, leur diffusion en cas de fuite est grande, limitant ainsi les concentrations dangereuses.

VII-2 Les zones de risque au niveau du Sorfert

On a pu identifier, dans une installation de production de gaz de synthèse, des zones à risques plus importants, correspondant aux étapes suivantes :

- compression du gaz naturel : risque d'incendie et d'explosion ;
- postcombustion ou reforming secondaire dans les ateliers d'ammoniaque : les conditions opératoires très sévères à 1000°C et 35 bars rendent cette zone très sensible et imposent une surveillance et une protection particulières des appareils (réacteur, chaudière de récupération) pour éviter tout risque de fuite de gaz et de détérioration des matériels. Ce risque est particulièrement accru lors de la phase d'allumage de la postcombustion par injection d'air ;
- décarbonatations, surtout celles utilisant des solutions alcalines : elles présentent le danger lié à la corrosion et donc à la tenue mécanique des équipements et matériels véhiculant des solutions alcalines à températures élevées (80 à 100°C) ;
- méthanisation : outre la présence de gaz inflammables et toxiques (H₂, CO, CH₄), il y a un risque d'emballement de la réaction avec élévation rapide de la température, pouvant conduire à la détérioration du réacteur, avec donc un risque de fuite de gaz.
- les différents analyseurs de gaz avec leurs lignes d'échantillonnage sont souvent sources de fuite et sont parfois causes d'explosion.
- Lavage du courant gazeux par le carbamate d'ammonium au niveau du laveur : risque d'explosion.

VII-3 Les mesures de sécurité

Outre l'application des mesures de sécurité réglementaires, un certain nombre de dispositifs de sécurité additionnels sont installés dans les unités de production de gaz de synthèse :



- systèmes d'alarme de sécurité sophistiqués, qui mettent automatiquement l'installation en position de sécurité en cas d'anomalie ;
 - ensembles de soupapes de sûreté et de mises à l'air équipées de silencieux et de système coupe-flamme, permettant d'isoler et de protéger tout ou partie de l'installation ;
 - suivi automatique de tous les paramètres de fonctionnement, détectant la moindre dérive.
- Toutes ces dispositions ont contribué à rendre les installations de production de gaz de synthèse particulièrement fiables et sûres.

VII-4 Protection de l'environnement

Les installations de production de gaz de synthèse sont, parmi les unités de l'industrie chimique, généralement considérées comme « propres ». Les rejets sont constitués :

- de peu d'effluents liquides, les condensats de procédé contenant des traces de méthanol et d'ammoniac étant faciles à traiter par stripage à l'air ou à la vapeur d'eau et généralement recyclés ;
- des effluents gazeux permanents : rejets de CO₂ de la décarbonatation et fumées du four de reformage, leur caractère polluant étant dû au dioxyde de carbone et à la présence d'oxydes d'azote NOX.

L'émission de CO₂ est inhérente à l'utilisation de combustibles fossiles et le remplacement du naphta par le gaz naturel, aussi bien comme combustible que comme matière première, a fortement réduit ces émissions.

Le problème des émissions de NOX, quoique plus délicat, est traité par l'utilisation de brûleurs spéciaux qui permettent d'atteindre des niveaux d'émission de 80 mg/Nm³ dans les cas favorables à 200 mg/Nm³ dans les cas difficiles.

Exemple :

La quantité de CO₂ produite par combustion et réaction, ramenée à 1000 Nm³ /h de gaz de synthèse produit, a été réduite de 980 à 790 kg par passage du naphta au gaz naturel.

VII-5 Politique HSE

A travers ses diverses activités, le complexe Sorfert cherche constamment à améliorer ses performances dans les domaines de la Sécurité, la protection de Santé et de l'Environnement, il évalue avec soins l'impact de ses activités sur la Santé, la Sécurité de son personnel, de ses partenaires, associés... et sur l'environnement pour en maîtriser les effets.

La première politique HSE représente effectivement l'engagement du Top Management dans un processus durable d'amélioration des performances Santé, Sécurité et Environnement et d'intégrer celle-ci dans les performances globales du complexe.

La politique HSE de Sorfert formalise et exprime sa stratégie dans ce domaine, une stratégie qui se veut être intégrée et globale pour affirmer la position du complexe de leader et d'acteur principal dans l'économie nationale, pour ce faire, le complexe Sorfert s'engage à conduire ses



opérations avec le souci permanent d'améliorer les performances HSE, en appliquant les principes ci-après :

- **Progrès**

Le complexe Sorfert s'engage à faire de ses performances Santé, Sécurité et Environnement un facteur de progrès et de développement stratégique, le complexe Sorfert considère que son engagement dans une démarche d'amélioration des performances HSE représente également un atout relationnel auprès des groupes financiers, des pouvoirs publics et les complexes pétroliers puis qu'il lui permet de confirmer, d'une part sa position de leader dans le marché national et international, et d'une autre part, mettre en avant un certain nombre d'atouts nécessaires dans les relations que le complexe développe avec eux tels que : Le respect, la confiance, la crédibilité, la légitimité.

- **Préservation**

Le complexe Sorfert s'engage à mettre tout en oeuvre pour assurer la sécurité de ses activités, la préservation de la santé au travail, la protection de l'Environnement et minimiser les risques éventuels liés à ses activités sur les populations riveraines.

- **Développement durable**

Le complexe Sorfert s'engage à adopter les principes de développement durable qui concilient le développement économique au développement social et à la préservation de l'Environnement et des ressources naturelles.

Le complexe Sorfert « Entreprise citoyenne », à également initié un projet qui concerne le Management de l'investissement social en vue d'améliorer les conditions de vie des populations les plus défavorisées.

- **Préventions et gestion préventive de risque**

Le complexe Sorfert s'engage à mettre en place les procédures internes destinées à prévenir les accidents, les incidents, à préserver la santé des travailleurs et à protéger l'Environnement, la prévention des risques HSE implique d'agir sur toutes les fonctions et activités liées à la maîtrise des équipements, la maîtrise des procédés, la maîtrise des achats et de la sous-traitance.

- **Amélioration continue**

Le complexe Sorfert s'engage à s'inscrire dans un processus durable et dynamique d'amélioration aux performances Santé, Sécurité et Environnement, cette action se traduit par la mise en place d'un système unique, intégré, cohérent, global qui couvre toutes les activités, toutes les structures et qui décrit des procédures dans un langage accessible et approprié à chaque niveau d'utilisation.



- **Formation et sensibilisation**

Le complexe Sorfert s'engage à tout mettre en oeuvre pour former et sensibiliser le personnel à la démarche HSE et aux exigences du système Santé, Sécurité et Environnement.

- **Information et communication**

Le complexe Sorfert s'engage à communiquer à son personnel, à ses clients et aux autorités les informations appropriées, qui couvrent toutes les activités.

- **Ressources**

Le complexe Sorfert s'engage à fournir les ressources humaines et matérielles nécessaires à la réalisation de ses objectifs d'amélioration en matière de Santé, Sécurité et Environnement.

- **Responsabilités**

Le complexe Sorfert s'engage à prendre toutes les responsabilités quant à définition et la mise en oeuvre de la stratégie HSE du complexe, en démontrant des comportements HSE adéquats, en définissant clairement les rôles et les responsabilités HSE, en fournissant des ressources nécessaires, en mesurant, en révisant et en améliorant de façon continu les performances HSE du complexe Sorfert.

VII-6 La toxicité de l'ammoniac, ses risques, son stockage et certaines précautions de manipulation

a- Toxicité de l'ammoniac

Produit irritant et caustique, l'ammoniac a une action très irritante sur les muqueuses des yeux, du nez, de la gorge et des poumons. Des teneurs de 5000 ppm (soit 0,5 % en masse) peuvent être mortelles en quelques minutes par spasmes respiratoires et asphyxie. L'irritation pour les yeux débute à 140 ppm (soit 14×10^{-5} en masse).

b- Risques d'incendie et d'explosion de l'ammoniac

L'ammoniac forme des mélanges explosibles avec l'air, dans les limites de 16 à 25 % en volume. L'ammoniac pur est un gaz peu inflammable ; sa température d'auto-ignition, en présence de fer, est de 651°C, l'ammoniac réagit violemment au contact de certains produits tels que le mercure, les halogènes, de nombreux oxydes et peroxydes, le calcium, les sels d'argent, etc., provoquant ainsi des sources d'incendie et d'explosion.

En cas d'incendie, utiliser pour l'extinction le dioxyde de carbone, les poudres ou l'eau pulvérisée.

c- Stockage et manutention de l'ammoniac

Les installations de stockage et de manutention d'ammoniac sont soumises à la réglementation des installations classées à laquelle s'ajoutent un certain nombre de décrets, d'arrêtés et de circulaires, détaillés dans la fiche toxicologique No6 de l'INRS (Institut National



de Recherche et de Sécurité). En présence d'humidité, l'ammoniac attaque rapidement le cuivre, le zinc, l'argent et leurs alliages.

L'acier ordinaire est généralement utilisé pour le stockage de l'ammoniac qui s'effectuera dans des locaux spéciaux, largement ventilés par des ouvertures placées en hauteur ou par des cheminées élevées.

L'installation électrique sera du type étanche

d- Précautions de manipulation de l'ammoniac

Le personnel appelé à manipuler de l'ammoniac gazeux ou en solution devra être instruit des risques auxquels il est exposé. On mettra à sa disposition des gants, bottes, tabliers, imperméables ainsi que des vêtements en coton. Pour la manipulation et l'utilisation des bouteilles d'ammoniac comprimée, se conformer aux indications données par le fournisseur. Ne pas chauffer ces bouteilles, ni les soumettre à des chocs. En cas de fuites d'ammoniac, intervenir avec des appareils respiratoires isolants et utiliser de grandes quantités d'eau.

VII-7 Analyse des risques d'explosion par la méthode HAZOP

a-Définition

L'étude HAZOP (**HAZard and OPerability**) est une analyse des risques de processus, méthode développée au Royaume-Uni pour établir le risque libre et disponible opérabilité d'une installation planifiée.

L'étude HAZOP est considérée comme une procédure standard pour l'examen de l'ingénierie de l'installation.

b-Tableau HAZOP





HAZOP Worksheet

Company: sorfert
Facility: Ammonia
Session: 14/uree
Node : compresseur CO2 020
Drawing : 020-02,020-4,020-1

paramètre	guides mots	Causes	Consequences	safegards existants	Classement du risque résiduel			garanties	Classement de risque			Recommandation s	Note
					S	L	R		S	L	R		
Flow	Pas de flux	No concern											
	Moins de débit	Disfonctionnement de l unite 105	Parturbation du process en aval	Anti pompage FV020005	1	1	1.1						
	Plus de débit	Disfonctionnement de l unite 105	Parturbation du process en aval	Anti pompage FV020005									
	Une inversion de débit												
Temperature	Température élevée	Disfonctionnement de l echangeur 020E002/E004	Sublimation du dioxyde de carbone	Trip 020.01	1	3	1.3						
	Basse température	Disfonctionnement de l echangeur 020E002/E004	La densite du dioxyde de carbone augmente/augmentation niveau du condensat	Trip 020.01	1	1	1.1						
Pression	Basse pression	Disfonctionnement de l unite 105	Parturbation du compresseur du dioxyde de carbone	Anti pompage FV020005	1	1	1.1						
	Plus de pression	Disfonctionnement de l unite 105	Perturbation du compresseur du dioxyde de carbone	soupape de securite au niveau de refoulement du 2eme etage du compresseur RV020254	1	3	1.3						Refer to statrup operation procedure
Partie de	Composition	Non concerne											
Aussi bien que	Contamination	Presence de H2 avec CO2 ,faible efficacite de l'agent anti-moussage dans l'unité 105	augmentatiode la difference de temperature grace a l'exothermicite de la reaction catalytique au niveau de 020R001 /risque dexpllosion au niveau du scrubeur 022E003	Trip 020.01	2	1	2.1						
Autre que	Start-up	No concerne											
	Shut down	No concerne											
	Maintenance	No concerne											
	Corrosion/Erosion	No concerne											Implement an inspection programme

HAZOP Worksheet

Company: sorfert
Facility: Ammonia
Session: uree
Node : decomposeur 022E001
Drawing : 022_1/022-2

paramètre	guides mots	Causes	Consequences	safegards existants	Classement du risque résiduel			garanties	Classement de risque			commentaire	Note
					S	L	R		S	L	R		
Flow	Pas de flux	No concern											
	Moins de débit	Parturbation du process en amant(au niveau du compresseur)	back pressure au niveau du compresseur	XV022002	1	2	1.2						
	Plus de débit	Parturbation du process en amant(au niveau du compresseur)	Elevation de la pression de synthese	trip 021.02	1	1	1.1						
	Une inversion de débit	Inversement du debit du co2 vers le reacteur au lieu du pool condenseur 022E005	Elevation de la pression de synthese	trip 021.02	1	1	1.1						
Temperature	Température élevée	Haute pression au niveau du ballon de vapeur 022D001 (PI029007)	Elevation des temperatures TI0220031/32/33/34/35/36 au niveau du 022E005 et la conversion de NH3 et CO2 sera minimal	Vanne de decharge RV 029180/81/82	1	3	1.3						
	Basse température	accumulation des inertes au niveau de la synthese	Diminution des temperatures TI0220031/32/33/34/35/36 au niveau du 022E005 et au niveau du reacteur 022R001	Difference de temperature entre l entrée et la sortie du 020R001/Declanchement X021.02	1	1	1.1						
Pression	Basse pression	Pas concernee											
	Plus de pression	Passage du CO2 au reacteur022R001 au lieu du pool condenseur 022E005	Elevation de la pression de synthese	Declanchement X021.02	1	3	1.3						Refer to statrup operation procedure
Partie de	Composition	Non concerne											
Aussi bien que	Contamination	Presence de H2 avec CO2 ,faible efficacite de l'agent anti-moussage dans l'unite 105	risque d explosin	Declanchement X021.02./020R001	2	1	2.1						
Autre que	Start-up												
	Shut down	No concerne											
	Maintenance	No concerne											
	Corrosion/Erosion	solution de carbamate	corrosion par puquire des equipements	l'air de passivation									Implement an inspection programme

HAZOP Worksheet

Company: sorfert
Facility: uree
Session: 19/05/2016
Node : scrubber 022E003
Drawing : PID 022-3

paramètre	guides mots	Causes	Consequences	safegards existants	Classement du risque résiduel			garanties	Classement de risque			Recommandations	Note
					S	L	R		S	L	R		
Flow(debit)	Pas de flux	No concern											
	Moins de débit	Perturbation du process en amant (moins de flux gazeux vers scrubbeur 022E003)	faible absorption de gaz NH3 et CO2	Ejecteur 022F001	1	2	1.2						
	Plus de débit	Perturbation du process en amant (plus de flux gazeux vers scrubbeur 022E003)	excès de condensation et d'absorption dans le laveur par suite risque d'accéder à la zone d'inflamabilité	un disque de rupture /Ejecteur 022F001/Eau de refroidissement	4	1	4.1						
	Une inversion de débit	/	/	/									
Temperature	Température élevée	plus de CO2 et NH3 provenant de 022R001	Surcharge du laveur 022E003	ejecteur 022F001 FIC029058	1	3	1.3						
	Basse température	moins de CO2 et de NH3 provenant de 022R001	l'absorption de NH3 et fortement promu et la composition de mélange gazeux s'approche de limite d'inflamabilité	ejecteur 022F001 FIC029058	4	8	4.8	un disque de rupture	1	1	1.1		
Pression	Basse pression	moins de CO2 et de NH3 provenant de 022R001	faible absorption de gaz NH3 et CO2	ejecteur 022F001	1	1	1.1						
	haute pression	plus de CO2 et NH3 provenant de 022R001	l'absorption de NH3 et fortement promu et la composition de mélange gazeux s'approche de limites d'inflamabilité	FIC029058/Ejecteur 022F001	1	3	1.3						Refer to start-up operation procedure
Partie de	Composition	Non concerne	/	/									
Aussi bien que	Contamination	Non concerne	/	/									
Autre que	Start-up	No concerne											
	Shut down	No concerne											
	Maintenance	No concerne											
	Corrosion/Erosion	No concerne											Implement an inspection programme



PARTIE
ECONOMIQUE

Chapitre

VIII

**Donnée économique du
complexe Sorfert**

VIII données économique du complexe Sorfert**VIII-1 Introduction**

Depuis sa découverte en 1773, l'urée est devenue la plus importante de l'engrais à base d'azote dans le monde. Produit à partir d'un mélange d'éléments naturels (ammoniac, dioxyde de carbone et d'oxygène), le composé organique cristallin blanc contient environ 46% d'azote. urée synthétique est également produite commercialement à partir d'ammoniac et de dioxyde de carbone.

La grande majorité de l'urée est utilisée dans le secteur agricole comme engrais pour augmenter le rendement des cultures, et comme additif pour l'alimentation animal.

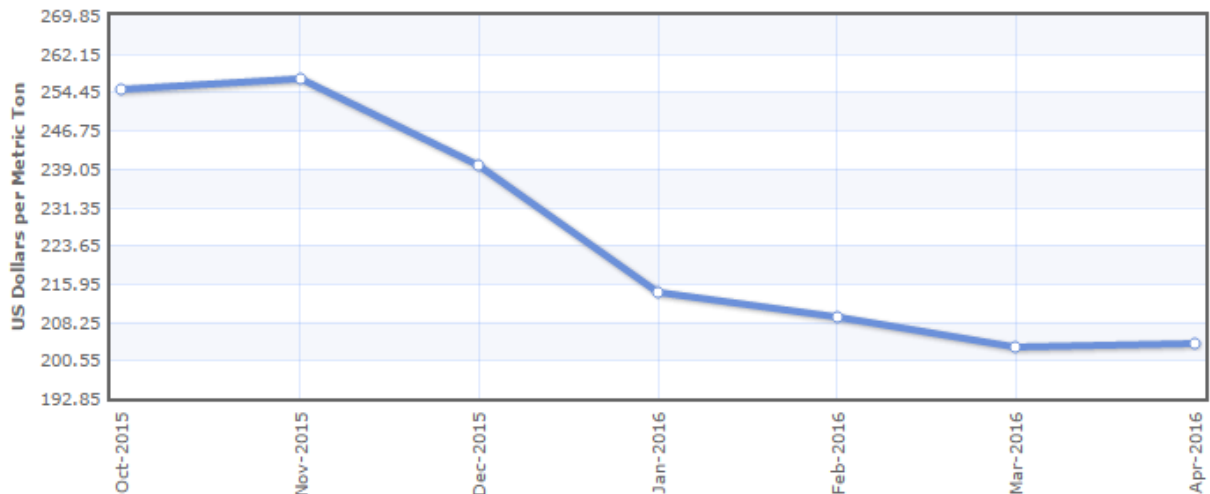
VIII-2 Evolution du prix de l'urée

Le prix mondial pour l'urée a tendance à la baisse en termes réels depuis 1975, bien que il peut être volatile .en termes réels (1990), le prix par tonne était de 438 dollars en 1975; 309dollars en 1980, 199 dollars en 1985 et 131In 1990, ces prix sont sur une base bluk FOB et frais de transport et d'environ 20 à 25 par tonne ensachés doit être ajouté pour arriver à des coûts d'importation ensachage .depuis 1991 à 2000, les prix de l'urée (dollars / tonne) sont dans le tableau ci-dessous:

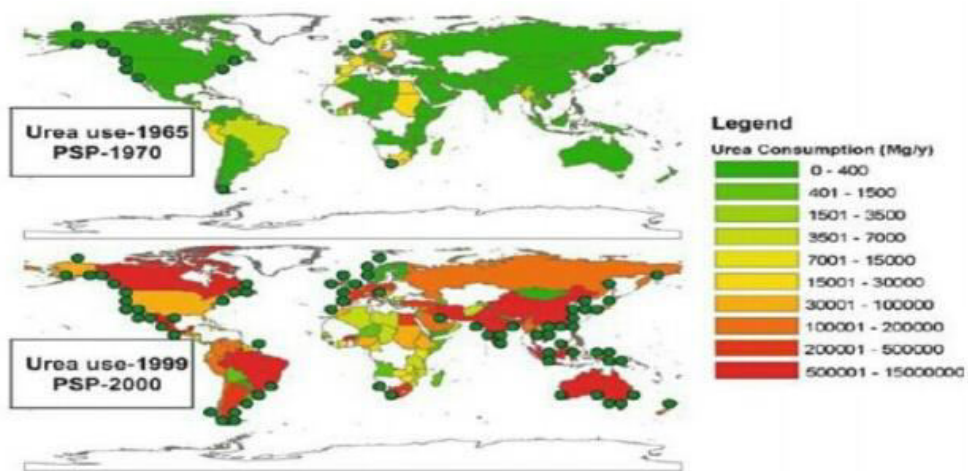
Year	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	Mean
Urea	\$151	\$123	\$94	\$131	\$194	\$187	\$128	\$103	\$78	\$112	\$130
	(\$/ton)										

Source: IMF, International Financial Statistics, Yearbook and July, 2001 issues.

VIII-1-Les statistiques Financial des prix d'urée



VIII-2 Développement de prix d'urée à la marche internationale



VIII-3 La croissance de prix d'urée dans le monde

VIII-2 Cout de la construction du complexe

Sorfert a commencé la mise en service en Août 2013 et exporte ses produits principalement vers l'Europe occidentale. Première année complète de Sorfert des opérations a été 2014. OCI construit l'usine en partenariat avec Uhde, qui a fourni la technologie du procédé. En tant qu'entreprise locale algérienne, Sorfert a offert des possibilités d'emploi importantes au cours de sa construction et continue de le faire en tant que plante opérationnelle. Le cout de la construction des équipements est environ 100.816.326,53061dollars en tenant compte de dépense de supervision et le reste le montant global est de 2.2milliard de dollar



VIII-4 Développement économique du Sorfert

La production algérienne d'engrais est en hausse, en partie grâce à deux nouveaux sites d'envergure déjà opérationnels, un troisième devant démarrer ses activités cette année.

Au cours des trois premiers trimestres de 2014, les recettes d'exportation générées par les engrais ont quasi triplé par rapport aux chiffres de l'année précédente, atteignant 657 millions de dollars ; l'ammoniac et l'urée représentent un tiers des exportations hors hydrocarbures, devancés seulement par les produits dérivés du pétrole.

Sorfert Algérie est le plus grand de l'azote intégré producteur d'engrais en Algérie, capable de produire 1,26 millions de tonnes d'urée avec un prix de 370 dollar/tonne et 1,6 million de tonnes d'ammoniac anhydre brut par an avec un prix de 800 dollar /tonne . La capacité d'ammoniac est divisée entre deux lignes, dont l'une est dédiée à la production d'urée et l'autre est la capacité marchande.

Formé en 2006, Sorfert est un OCI N.V. coentreprise détenue avec l'autorité de pétrole et de gaz appartenant à l'Etat de l'Algérie, Sonatrach 51 %. L'usine est située dans le complexe industriel d'Arzew en Algérie au nord-ouest de 35 kilomètres à l'est d'Oran, près de trois ports Algériens.

Les exportations d'ammoniac ont à elles seules doublé en glissement annuel et ont atteint 421,7 millions de dollars entre janvier et septembre 2014. Le plus fort taux de croissance revient cependant à d'autres engrais minéraux, en premier lieu les produits à base d'urée. Les exportations d'engrais minéraux ont fait un bond considérable et se sont établies à 235,3 millions de dollars, soit plus de dix fois les résultats enregistrés à la même période l'an dernier, grâce à la mise en service d'une deuxième usine de production, Sorfert, en août 2013.

L'Algérie a connu une hausse de 31,7% en glissement annuel de ses recettes d'exportation hors hydrocarbures, atteignant 2,05 milliards de dollars, qui s'explique principalement par la croissance des exportations d'engrais, même si ces dernières représentent toujours moins de 5% des exportations totales.

L'ammoniac et l'urée permettent la création de valeur ajoutée grâce à la transformation de gaz bon marché – ce dont l'Algérie dispose en grande quantité, avec 159 000 milliards de pieds cubes de réserves de gaz récupérables.

VIII-conclusion

Sorfert Algérie est le fruit d'un partenariat entre Orascom et Sonatrach, grâce à elle, l'Algérie est récemment devenu l'un des principaux exportateurs d'engrais azotés depuis son implantation au niveau de la zone industrielle d'Arzew.



Conclusion Générale

Conclusion générale

Suite à l'étude effectuée au niveau du complexe Sorfert d'Arzew ; on peut conclure que au cours de ces trois dernières années, l'unité de l'urée n'a jamais subi un problème majeur lors de son fonctionnement, à l'exception de quelques petits problèmes mécaniques.

D'après les bilans matières et énergétiques du décomposeur 022E001, on peut conclure que :

- La décomposition du carbamate en CO₂ et NH₃ génère une quantité très importante d'énergie qui va énormément influencer sur le bilan énergétique.
- Les gaz inertes provenant de l'unité 020 provoque l'augmentation de la pression dans la boucle de synthèses et occupe plus de volume.
- La contamination du courant gazeux du CO₂ avec l'hydrogène va influencer sur la composition du courant ce qui conduit à l'augmentation de la quantité d'énergie.

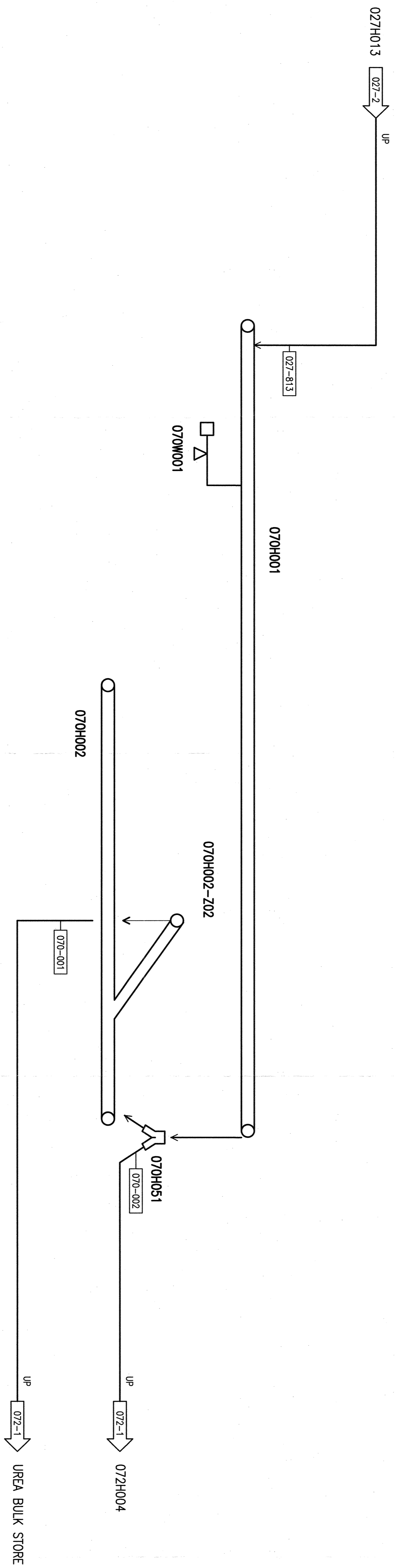
Au niveau du laveur 022E003 on constate que :

- L'apparition de l'hydrogène dans le mélange gazeux à la sortie du décomposeur donne naissance à une probabilité de formation d'une zone d'explosion.
- Avec l'installation du réacteur de déshydrogénation au niveau du compresseur, l'explosion est loin d'être réalisée donc il représente une mesure de sécurité en cas d'un problème au niveau de l'unité de décarbonatation 105.
- La présence des gaz inertes au niveau du laveur forme une couche isolante entre l'oxygène et les gaz combustibles.

L'augmentation de la quantité des inertes dans la boucle de synthèse reste toujours un problème à poser.



Stream no.	027-813	070-001	070-002
Stream designation	UREA GRANULES	UREA GRANULES	UREA GRANULES
Technical Data			
Mass flow	kg/h	143750	143750
Operating temperature	°C	40	40
Operating pressure	bar a	1.0	1.0
Total density	kg/m ³	750.0	750.0



- 070H001 CONVEYOR FROM GRANULATION
- 070H002 STORAGE CONVEYOR
- 070H002-Z02 TRIPPER CAR

- 070H051 DIVERTER
- 070W001 PRODUCT SCALE

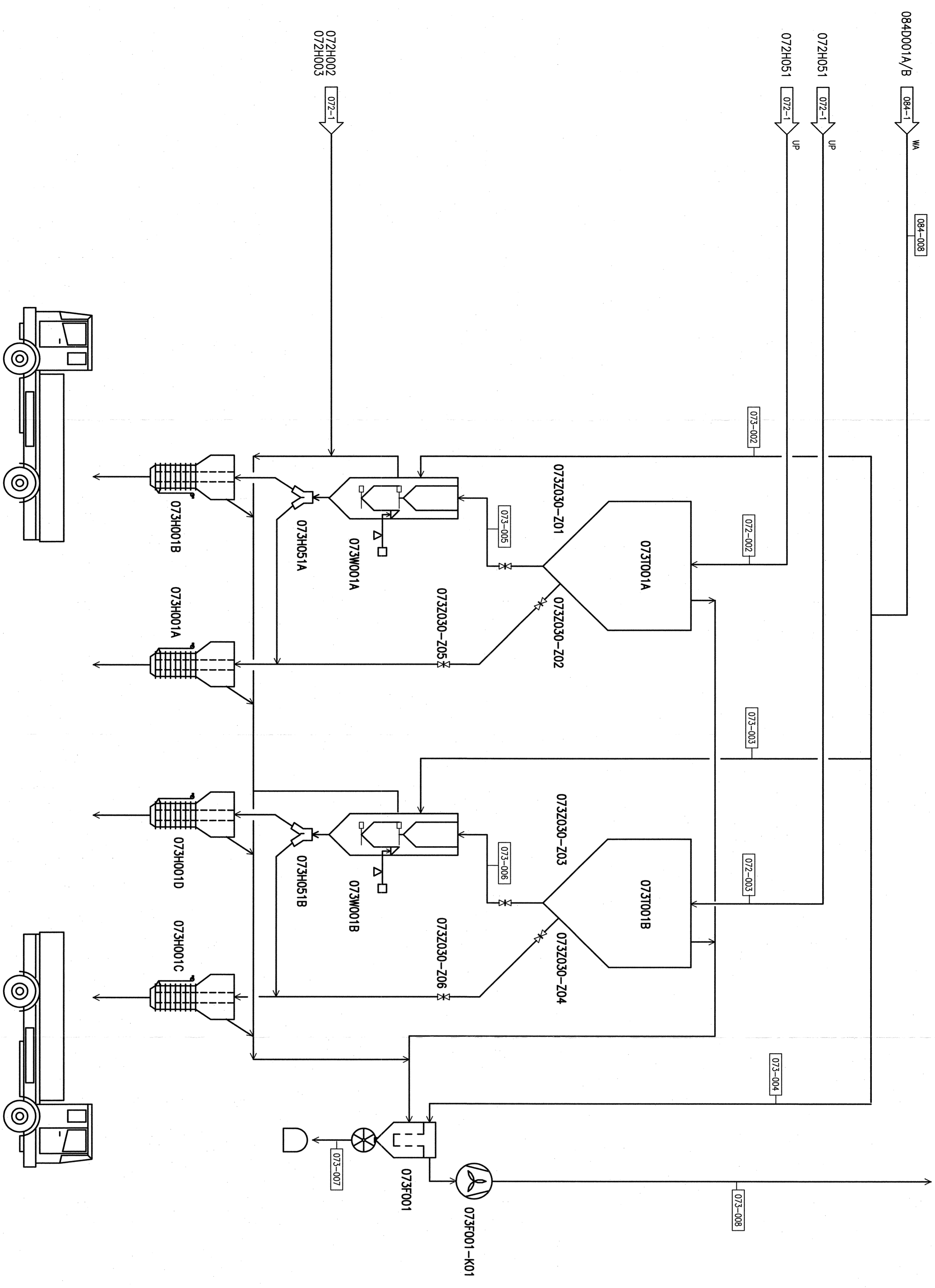
Rev.	Date	Drawn/Prepared	Name	Checked	Name	Approved	Name	Description
02	27.10.09	HM	MAZ	HM	MAZ	HM	MAZ	GENERAL REVISION
01	03.03.08	SH	MAZ	SH	MAZ	SH	MAZ	GENERAL REVISION

UNN	11-3100	Document ID	SO-UD-D800.00004	Code	Part	000	Group	Rev.	02
Store Location: Server/Store	\\p13100\data\hufnagel\113100-004								
Store Location: Folder	\\p13100\data\hufnagel\113100-004								
Store Name	11-3100-10760115 P000R02								
Pro. Unit	070	Con. Unit	10N	Type of Document	Order No.				
SOFERT Fertiliser Complex									
Unde									
All rights reserved © 2007 Unde GmbH									
Designation PROC. FLOW DIAGRAM NO. 070-1 UREA BULK STORAGE IMPORT									

Stream no.	072-002	072-003	073-002	073-003	073-004	073-005	073-006	073-007	073-008	084-008
Stream designation	UREA GRANULES	UREA GRANULES	PLANT AIR	PLANT AIR	PLANT AIR	UREA GRANULES	UREA GRANULES	UREA DUST	EXHAUST AIR	PLANT AIR
Mass flow	200000	200000	15	15	20	200000	200000	5	4000	50
Operating temperature	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
Operating pressure	1.0	1.0	7.0	7.0	7.0	1.0	1.0	1.0	1.0	7.0
Total density	kg/m ³	750.0	7.8	7.8	7.8	750.0	750.0	750.0	1.2	7.8

NOTE 1

NOTE 1) CONTENT DUST 0.02 KG/H (GUARANTEED)
 CONTENT DUST 0.01 KG/H (EXPECTED)



- 073F001 DEAERATING FILTER
- 073W001A/B WASTE AIR FAN
- 073H001A-D TRUCK LOADING HEAD
- 073H051A/B DIVERTER
- 073T001A/B SURGE HOPPER
- 073W001A/B BATCH WEIGHER
- 073Z030-Z01 SLIDE GATE, MOT.
- 073Z030-Z02 SLIDE GATE, MOT.
- 073Z030-Z03 SLIDE GATE, MOT.
- 073Z030-Z04 SLIDE GATE, MOT.
- 073Z030-Z05 SLIDE GATE, MAN.
- 073Z030-Z06 SLIDE GATE, MAN.

Rev.	Date	Drawn/Prepared	Name	Checked	Date	Approved	Name	Description
02	27.10.09	HW	HW	HW	07.03.08	HW	HW	GENERAL REVISION
01	03.03.08	SW	SW	SW	07.03.08	HW	HW	GENERAL REVISION

UHN 11-3100 Document ID SO-UD-D800.00006 Part 000 Rev. 02

Store Location: Server/Store
 \p1\3100\data\ud\eng\11310-BA

Store Location: Folder
 \A00\VTM\UREA

Store Name
 SORFERTS-LAW

Pro. Unit Con. Unit TON
 0/3

Code
 11-3100-10760118 P000RQ2

SORFERT Fertiliser Complex

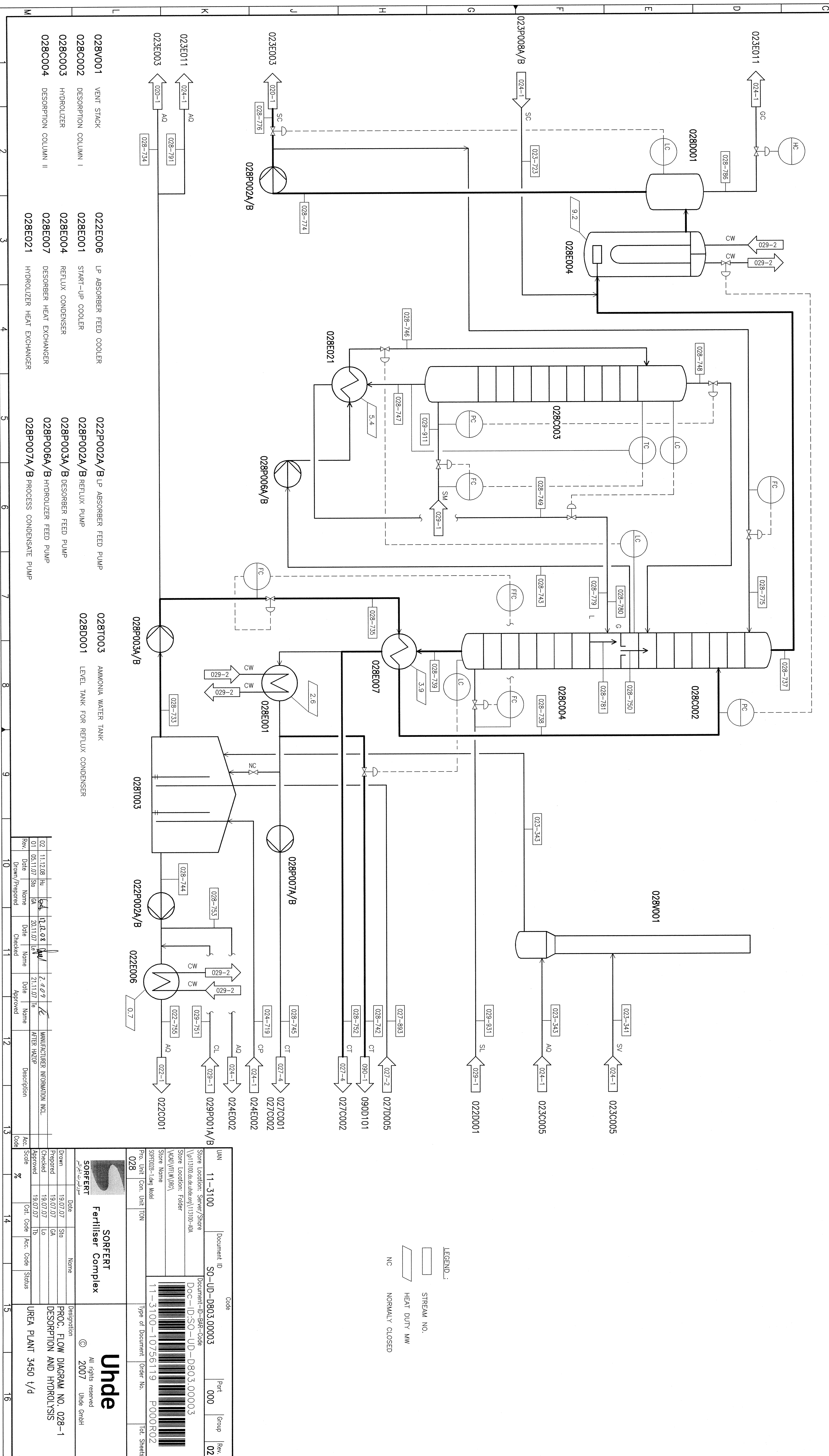
Udde
 All rights reserved
 © 2007 Udde GmbH

Designation
 PROC. FLOW DIAGRAM NO. 073-1
 UREA TRUCK LOADING

Date	Name	Scale
30.07.07	SW	1:1
14.09.07	HW	1:1
17.09.07	HW	1:1

Stream no.	021-111	021-112	021-113	021-114	021-115	021-116	022-201	022-202	022-203	022-204	022-205	022-206	022-207	022-217	022-755	022-756	022-794	022-797	022-798	023-310	027-403	029-926	051-011		
Stream designation	AMMONIA GAS	AMMONIA LIQUID	AMMONIA LIQUID	AMMONIA LIQUID	AMMONIA LIQUID	AMMONIA LIQUID	CARBAMATE GAS	CARBAMATE GAS	CARBAMATE GAS	OFF-GAS	UREA SOLUTION	CARBAMATE SOLUTION	UREA SOLUTION	CARBAMATE SOLUTION	AMMONIA WATER	AMMONIA WATER	OFF-GAS	OFF-GAS	OFF-GAS	CARBAMATE SOLUTION	AMMONIA GAS	STEAM CONDENSATE	STEAM	AMMONIA LIQUID	
Component	Urea																								
Molar weight	60.06																								
Mass %	103.08																								
Urea	44.01																								
CO2	17.03																								
AMMONIA	17.03	60.95	99.71	99.72	99.72	99.72	41.61	54.62	49.28	1.51	37.88	36.66	31.00	62.74	3.82	3.66	1.51	0.12	0.11		30.08	100.00	100.00	100.00	
NH3	18.02	0.12	0.13	0.12	0.12	0.12	4.23	3.34	4.37	0.24	14.80	23.53	18.38	13.85	1.98	75.92	66.81	75.24	5.44	5.44		32.03	100.00	100.00	100.00
H2O	28.01	0.20	0.06	0.06	0.06	0.06	0.33	1.41	2.80	66.81	14.17	0.59	0.30	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03						
H2	32.02	0.25	35 ppm	30 ppm	30 ppm	30 ppm	0.07	0.30	0.59	14.17	0.15	0.15	0.15	12 ppm	0.04	0.04	0.15	0.15	0.15						
CH4	16.04	0.20	0.10	0.09	0.09	0.09	0.10	0.11	0.21	5.00	5.00	5.00	5.00	0.04	0.04	0.15	0.15	0.17	0.17						
Major flow	kmol/h	4766.2	4762.8	4762.8	4762.8	4762.8	11754.9	3210.6	1571.3	58.8	16900.6	5004.1	17375.5	9753.2	3326.3	3505.8	55.8	51.5	54.3		3488.7	176.2	2.8	0.0	
Mass flow	kg/h	8169.33	8115.10	8115.10	8115.10	8115.10	30058.20	73394.10	37038.60	1592.00	42353.20	114691.10	458889.80	195571.00	1365.20	1415.70	1552.00	1365.20	1415.70	1415.70		15673.00	3175.00	50.00	0.00
Volume flow	m ³ /h	133.39	133.10	133.10	133.10	133.10	2286.90	577.70	309.60	12.50	412.30	99.80	472.80	222.40	64.00	64.00	408.90	348.90	348.90		64.90	4377.93	3.20	10.75	0.00
Operating temperature	°C	17.00	17.00	17.00	17.00	17.00	25.60	22.90	23.60	27.80	25.00	22.90	26.40	20.10	18.40	18.40	27.80	28.50	28.50		19.90	18.00	18.00	17.03	
Operating pressure	bar a	17.0	22.0	22.0	22.0	22.0	188.0	178.5	185.5	98.6	146.9	143.4	144.0	111.8	45.7	44.0	72.8	46.5	46.5		124.6	47.0	175.4	9.0	10.0
Operating pressure	bar g	17.0	22.0	22.0	22.0	22.0	146.9	143.4	143.4	98.6	146.9	143.4	144.0	111.8	45.7	44.0	72.8	46.5	46.5		124.6	47.0	175.4	9.0	10.0
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.457	0.440	0.728	0.465	0.465		1.246	0.470	1.754	0.90	1.00
Operating pressure	kg/cm ²	1.70	2.20	2.20	2.20	2.20	1.469	1.434	1.434	0.986	1.469	1.434	1.440	1.118	0.45										

Stream no.	022-755	023-341	023-343	023-723	024-719	027-893	028-733	028-734	028-735	028-737	028-738	028-739	028-742	028-743	028-745	028-746	028-747	028-748	028-749	028-750	028-752	028-753	028-774	028-775	028-776	028-780	028-781	028-786	028-791	029-911	029-931	
Component	AMMONIA WATER	AMMONIA WATER	CARBAMATE SOLUTION	AMMONIA LIQUID	AMMONIA WATER	AMMONIA WATER	CARBAMATE GAS	AMMONIA WATER	PURIFIED PROC.	PURIFIED PROC.	AMMONIA WATER	PURIFIED PROC.	AMMONIA WATER	PURIFIED PROC.	AMMONIA WATER	AMMONIA WATER	CARBAMATE GAS	AMMONIA WATER	CARBAMATE GAS	AMMONIA WATER	CARBAMATE SOLUTION	CARBAMATE SOLUTION	CARBAMATE SOLUTION	AMMONIA WATER	CARBAMATE GAS	CARBAMATE GAS	CARBAMATE GAS	AMMONIA WATER	CONDENSATE	STEAM		
Molar weight	60.06	0.78	0.71	0.78	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.78	2.82	3.82	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	
Mass %	44.01	2.82	1.67	3.09	19.99	2.82	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	3.09	
Mass %	17.03	3.82	5.31	21.57	3.82	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	5.31	
Mass %	18.02	92.57	68.59	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57	92.57
Mass %	28.01	32.00	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08	20.08
Mass %	16.04	3355.3	4.8	3656.6	528.1	3597.3	0.0	3656.6	245.6	3165.5	674.4	3165.5	3617.0	1821.6	3623.0	3678.6	135.3	3678.6	719.2	759.9	272.0	1188.8	277.4	891.4	3601.1	77.5	641.8	33.7	245.6	183.9	657.6	
Mass flow	kg/h	6124.50	131.50	67229.00	10654.40	66124.50	0.00	67229.00	4515.00	58199.10	13881.20	58199.10	65160.10	32816.00	65575.20	66249.40	2638.40	66249.40	12936.50	13617.98	5000.00	23942.50	5682.40	18260.00	64857.60	1391.70	11544.80	593.00	4515.00	3312.50	11847.30	
Volume flow	m ³ /h	60.70	124.10	67.60	9.80	66.00	0.00	67.60	4.50	58.50	13.80	58.50	70.60	33.12	70.60	72.50	274.10	72.50	14.15	21.98	20.50	103.00	27.97	27.97	27.97	27.97	27.97	27.97	27.97	27.97	27.97	
Molar weight	kg/kmol	18.40	27.30	18.40	20.20	18.40	17.03	18.40	18.40	18.40	20.60	18.40	18.00	18.00	18.00	21.00	202.0	149.6	140.3	92.3	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4
Operating temperature	°C	44.0	45.7	61.4	59.1	52.2	1.0	61.4	61.4	61.4	116.3	116.6	45.0	45.0	139.6	139.6	200.0	210.0	202.0	92.3	52.1	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4	65.4
Operating pressure	bar a	1.0	1.0	1.0	3.5	0.3	4.3	1.0	4.1	3.5	3.5	3.5	3.9	2.1	3.7	2.0	18.1	20.0	202.0	92.3	6.0	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7
Total density	kg/m ³	1007.00	1.06	994.60	1092.00	1002.00	637.30	994.60	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70	994.70



Rev	Date	Drawn/Prepared	Name	Checked	Name	Approved	Name
02	11.12.08	Sh	2 4 07	2 4 07	2 4 07	2 4 07	2 4 07
01	05.11.07	Sh	20.11.07	20.11.07	20.11.07	20.11.07	20.11.07

UNN 11-3100 Document ID SO-UD-D803.00003

Store Location: Server/Store
 \\\113100\dok\ud803\113100-8A
 Store Location: Folder
 \KADU\ITEM\006\

Store Name
 SORFERT-1ang MWK

Pro. Unit Con. Unit TON

11-3100-10756119 P000R02

Order No. Tot. Sheets

UNN 11-3100 Document ID SO-UD-D803.00003

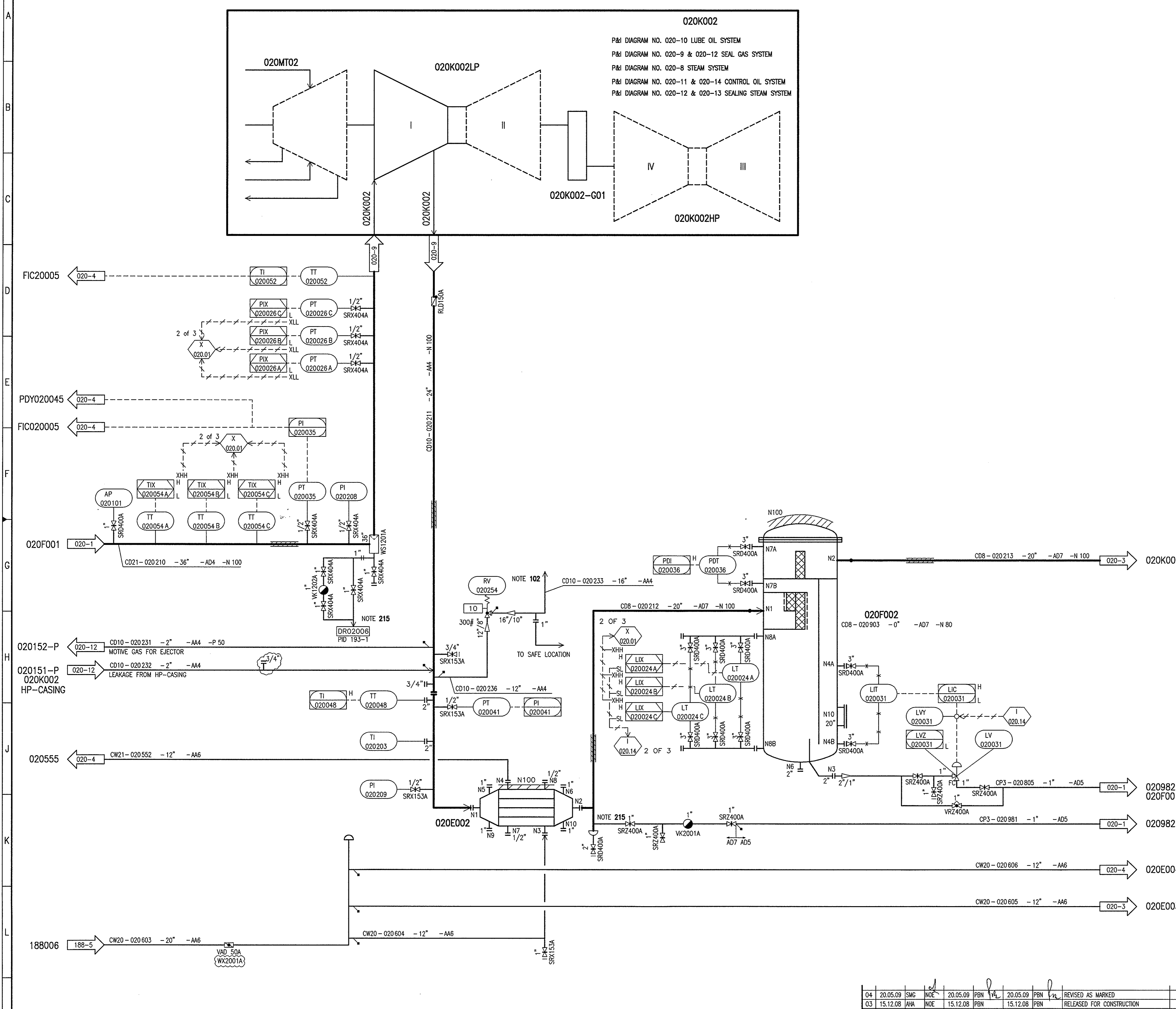
Doc-UD-SO-UD-D803.00003

Part Group Rev
 000 02

UNN 11-3100 Document ID SO-UD-D803.00003

Doc-UD-SO-UD-D803.00003

Part Group Rev
 000 02

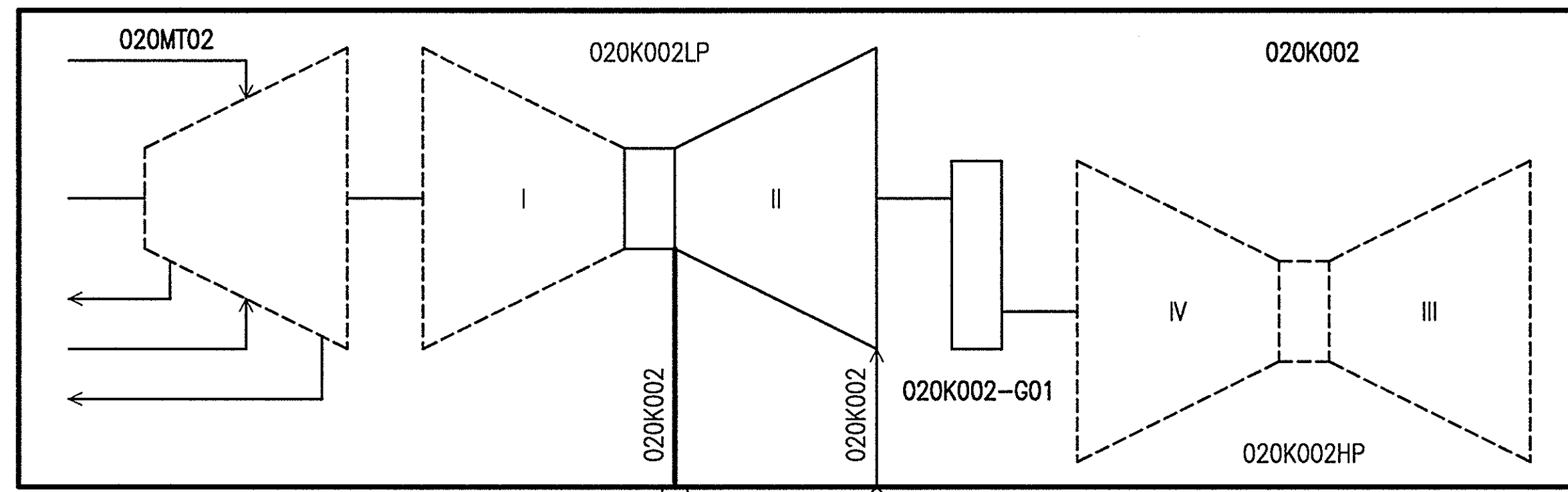


NOTES:
 102 VENT TO BE RUN TO SAFE LOCATION
 215 ALL LOW POINTS SHALL BE EQUIPPED WITH STEAM TRAPS

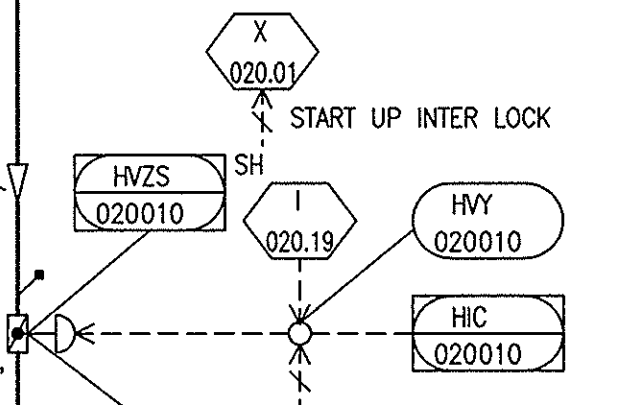
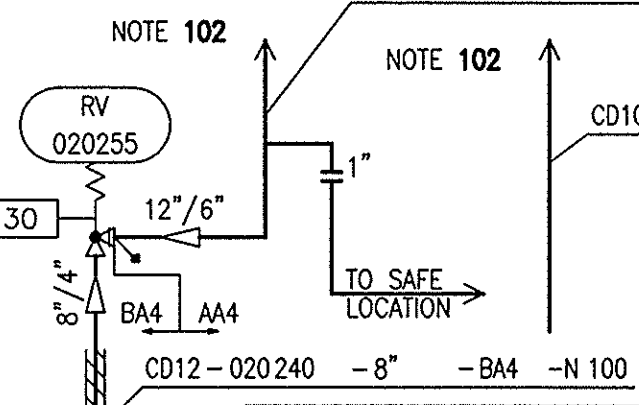
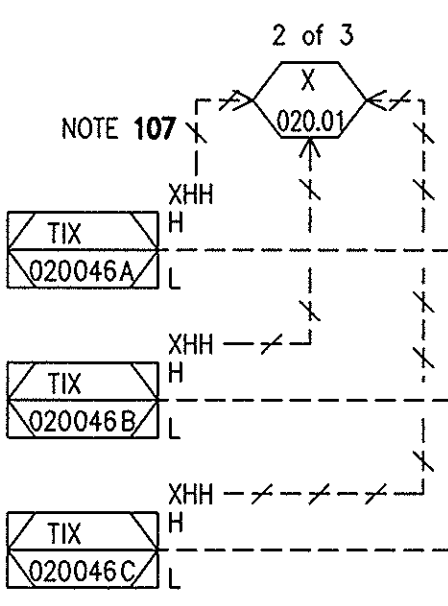
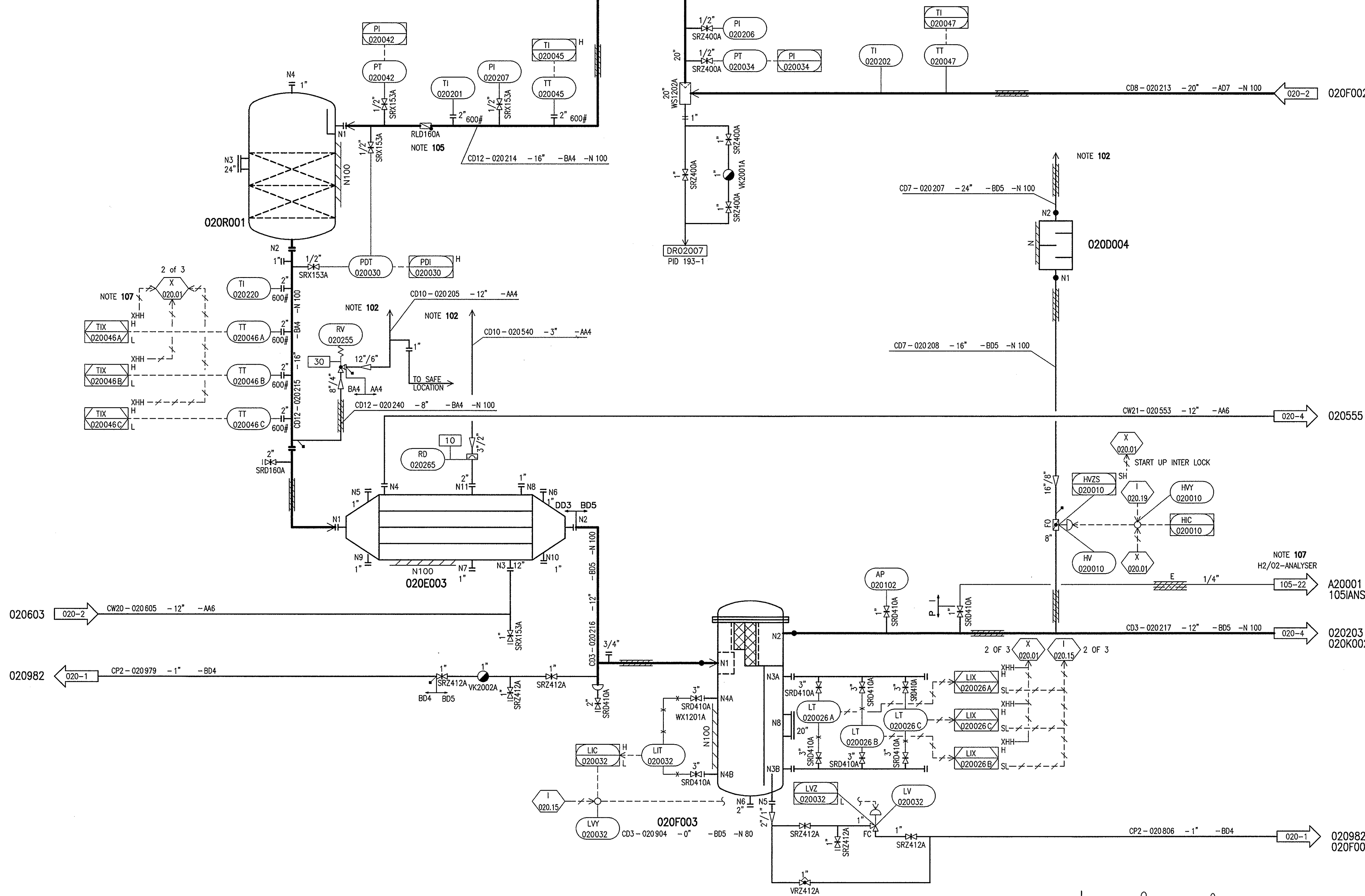
ITEM	020E002	020K002	020F002
DESCRIPTION	First Interstage Cooler	CO2 Compressor	First Interstage Separator

Rev.	Date	Name	Date	Name	Date	Name	Description	Acc. Code	Scale	Cat. Code	Acc. Code	Status
04	20.05.09	SMG	NOE	20.05.09	PBN	REV	REVISED AS MARKED					
03	15.12.08	AHA	NOE	15.12.08	PBN		RELEASED FOR CONSTRUCTION					
02	30.06.08	KNK	NOE	30.06.08	PBN		REVISED WITH VENDOR DETAILS					
01	26.12.07	DPT	NOE	26.12.07	PBN		AFTER HAZOP/FREEZE-IN					

UAN	11-3100	Document ID	SO-UD-D803.00018	Part	000	Group	-	Rev.	04		
Store Location: Server/Share	SO-UD-D803.00018										
Store Location: Folder											
Store Name	A FB 11-3100-10756129 POOD R04										
Pro. Unit	020	Con. Unit	-	TON	-	Type of Document	D	Order No.	-	Tot. Sheets	1
SORFERT Fertiliser Complex						Uhde All rights reserved © 2007 Uhde GmbH					
Designation P&I DIAGRAM NO. 020-2 CO2 COMPRESSION FIRST STAGE											



NOTES:
 102 VENT TO BE RUN TO SAFE LOCATION
 105 CHECK VALVE, DUAL PLATE SPRING LOADED
 107 TO BE ALARMED ALSO ON CO2 REMOVAL PLANT OPERATOR STATION



UAN	11-3100	Document ID	SO-UD-D803.00019	Part	000	Group	-	Rev.	04
Store Location:	Server/Share \\p113100.dde.uhde.org\113100-ADA								
Store Location:	Folder \ACAD\UTLW\DRG								
Store Name	SOUD020-3.dwg								
Pro. Unit	020	Con. Unit	-	TON	-	Type of Document	D	Order No.	-
Tot. Sheets	1								

SORFERT
Fertiliser Complex

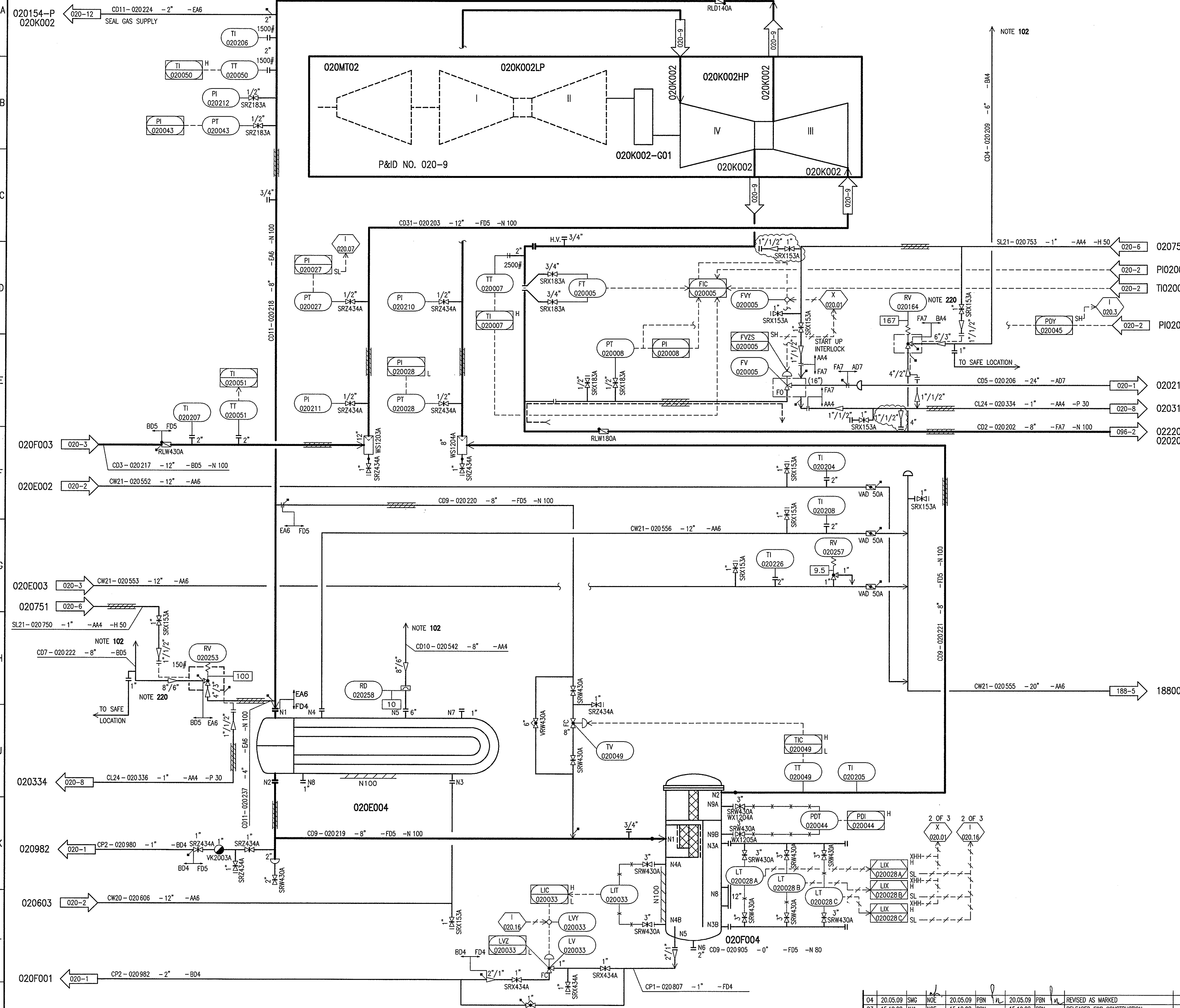
Uhde
All rights reserved
© 2007 Uhde GmbH

Rev.	Date	Name	Date	Name	Date	Name	Description
04	20.05.09	SMG	NOE	20.05.09	PBN	REVISED AS MARKED	
03	15.12.08	AHA	NOE	15.12.08	PBN	RELEASED FOR CONSTRUCTION	
02	30.06.08	KNK	NOE	30.06.08	PBN	REVISED WITH VENDOR DETAILS	
01	26.12.07	DFT	NOE	26.12.07	PBN	AFTER HAZOP/FREEZE-IN	

ITEM	020E003	020K002	020R001	020F003	020D004
DESCRIPTION	Second Interstage Cooler	CO2 Compressor	H2 Removal Reactor	Second Interstage Separator	CO2 Blow Off Silencer

Drawn	Date	Name	Designation
Prepared	17.08.07	Sita	P&I DIAGRAM NO. 020-3
Checked	17.08.07	GA	CO2 - COMPRESSION
Approved	17.08.07	Te	SECOND STAGE

11-3100-10756130.FB.000.04



NOTES:
 102 VENT TO BE RUN TO SAFE LOCATION
 220 STEAM HEATING FOR SAFETY VALVE

ANTI SURGE

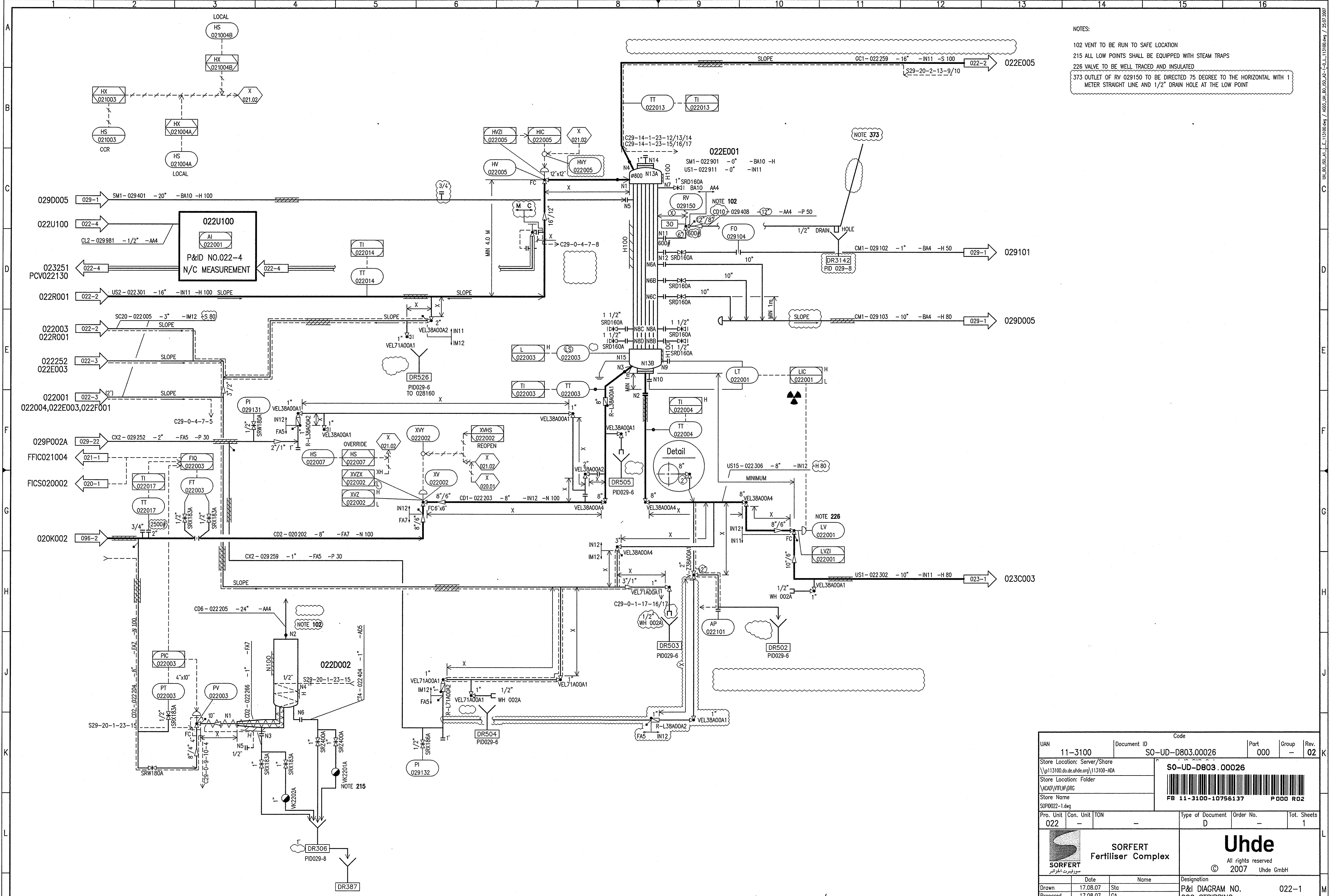
DISCHARGE FLOW COMPENSATION	FV-020005 ANTSURGE VALVE
FIRST SUCTION PRESSURE	PT-020035 SUCTION PRESSURE
FIRST SUCTION TEMPERATURE	TT-020052 SUCTION TEMPERATURE
FINAL DISCHARGE PRESSURE	PT-020008 DISCHARGE PRESSURE
FINAL DISCHARGE TEMPERATURE	TT-020007 DISCHARGE TEMPERATURE
PRESSURE RATIO CONTROL MARGIN SAFETY MARGIN ADDED SAFETY MARGIN SURGE COUNTER FULL AUTHORITY CONTROL MANUAL LOADER RECALIBRATION RESET hx (%) PRESSURE RATIOGRAPH	

ITEM	020E004	020K002	020F004
DESCRIPTION	Third Interstage Cooler	CO2 Compressor	Third Interstage Separator

Rev.	Date	Name	Date	Name	Date	Name	Description	Acc. Code	Scale	Cat. Code	Acc. Code	Status
04	20.05.09	SMG	NOE	20.05.09	PBN	VL	REVISED AS MARKED					
03	15.12.08	AHA	NOE	15.12.08	PBN	VL	RELEASED FOR CONSTRUCTION					
02	30.06.08	KNK	NOE	30.06.08	PBN	VL	REVISED WITH VENDOR DETAILS					
01	26.12.07	DPT	NOE	26.12.07	PBN	VL	AFTER HAZOP/FREEZE-IN					

UAN	11-3100	Document ID	SO-UD-D803.00020	Part	000	Group	-	Rev.	04
Store Location: Server/Share \\p113100.doc.uhde.org\113100-ADM		SO-UD-D803.00020		Type of Document		Order No.		Tot. Sheets	
Store Location: Folder \ACAD\VF\U\DRG		A FB 11-3100-10756131		D		-		1	
Store Name		SOPID020-4.dwg		Type of Document		Order No.		Tot. Sheets	
020		-		D		-		1	
				SORFERT Fertiliser Complex		Uhde		Designation P&I DIAGRAM NO. 020-4 CO2 - COMPRESSION THIRD STAGE / FOURTH STAGE	

11-3100-10756131-FB-000-04



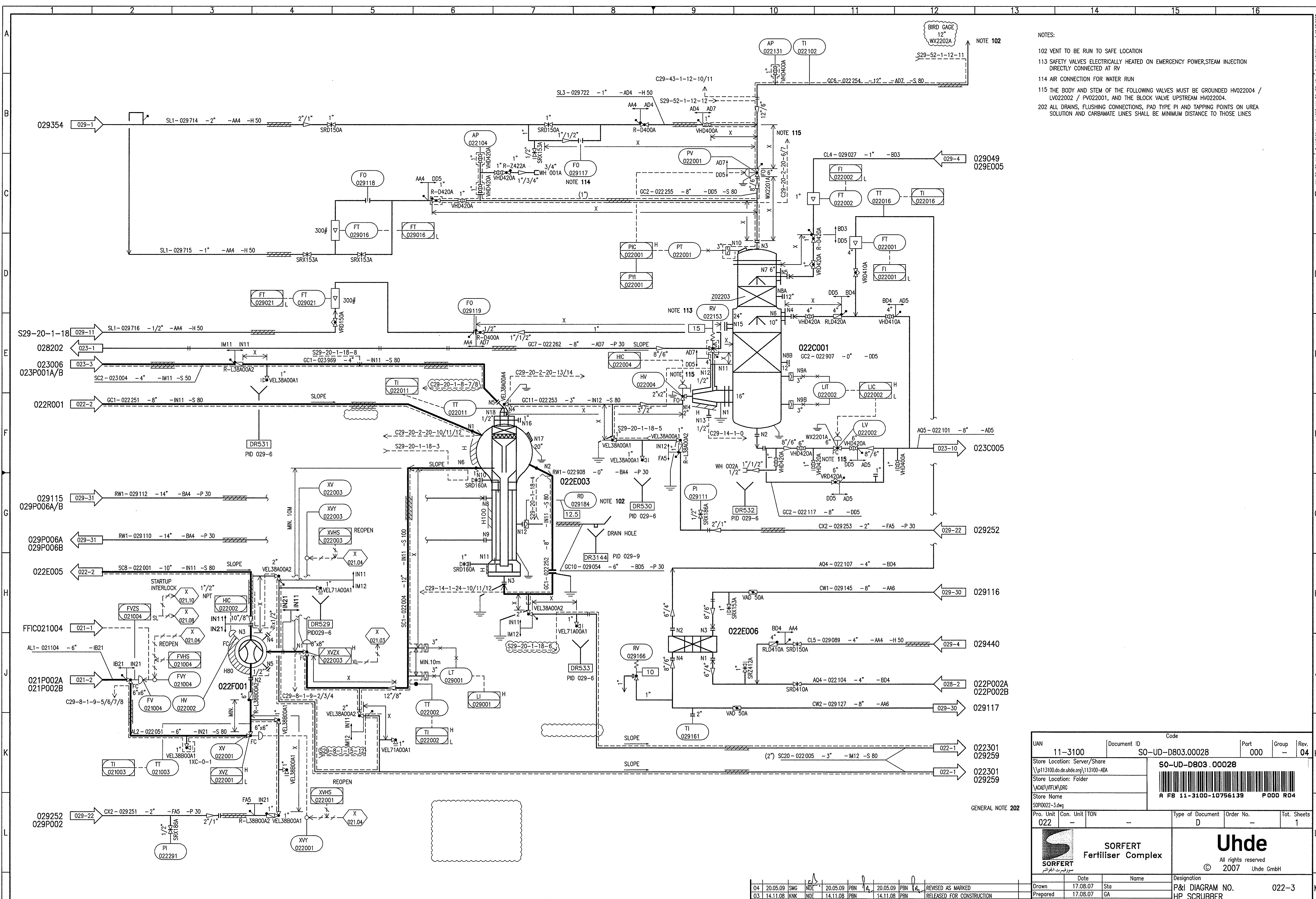
NOTES:
 102 VALVE TO BE RUN TO SAFE LOCATION
 215 ALL LOW POINTS SHALL BE EQUIPPED WITH STEAM TRAPS
 226 VALVE TO BE WELL TRACED AND INSULATED
 373 OUTLET OF RV 029150 TO BE DIRECTED 75 DEGREE TO THE HORIZONTAL WITH 1 METER STRAIGHT LINE AND 1/2\"/>

ITEM	022E001	022D002	022U100
DESCRIPTION	HP Heat Exchanger	Silencer for CO2	N/C Measurement

02	30.06.08	KWK	NOE	30.06.08	PBN	PA	30.06.08	PBN	PA	REVISED WITH VENDOR DETAILS
01	26.12.07	DPT	NOE	26.12.07	PBN	PA	26.12.07	PBN	PA	AFTER HAZOP/FREEZE-IN
Rev.	Date	Name	Date	Name	Date	Name	Date	Name	Date	Description
Drawn/Prepared	Checked	Approved	Checked	Approved	Checked	Approved	Checked	Approved	Checked	Description

UAN	11-3100	Document ID	SO-UD-D803.00026	Part	000	Group	-	Rev.	02		
Store Location:	Server/Share \\p113100.dn.de.uhde.org\113100-ADA										
Store Location:	Folder \\ACAD\VFUVA\ORG										
Store Name	SOP022-1.dwg										
Pro. Unit	022	Con. Unit	-	TON	-	Type of Document	D	Order No.	-	Tot. Sheets	1
SORFERT Fertiliser Complex						Uhde All rights reserved © 2007 Uhde GmbH					
Drawn	17.08.07	Sta	P&ID DIAGRAM NO.			022-1					
Prepared	17.08.07	GA	CO2 STRIPPING								
Checked	17.08.07	Lo									
Approved	17.08.07	Te									
Acc. Code	Scale	Con. Code	1	Acc. Code	Status	D					

11-3100-10756137_FB_000_02



- NOTES:
- 102 VENT TO BE RUN TO SAFE LOCATION
 - 103 SAFETY VALVES ELECTRICALLY HEATED ON EMERGENCY POWER, STEAM INJECTION DIRECTLY CONNECTED AT RV
 - 104 AIR CONNECTION FOR WATER RUN
 - 105 THE BODY AND STEM OF THE FOLLOWING VALVES MUST BE GROUNDED HV022004 / LV022002 / PV022001, AND THE BLOCK VALVE UPSTREAM HV022004.
 - 106 ALL DRAINS, FLUSHING CONNECTIONS, PAD TYPE PI AND TAPPING POINTS ON UREA SOLUTION AND CARBAMATE LINES SHALL BE MINIMUM DISTANCE TO THOSE LINES

UAN	11-3100	Document ID	SO-UD-D803.00028	Part	000	Group	-	Rev.	04
Store Location:	Server/Share		SO-UD-D803.00028						
Store Location:	\\p113100.doe.de\uhde.org\113100-ADA		A FB 11-3100-10756139 P000 R04						
Store Name	SOP10022-3.dwg								
Pro. Unit	022	Con. Unit	TON	Type of Document	D	Order No.	-	Tot. Sheets	1

SORFERT Fertiliser Complex

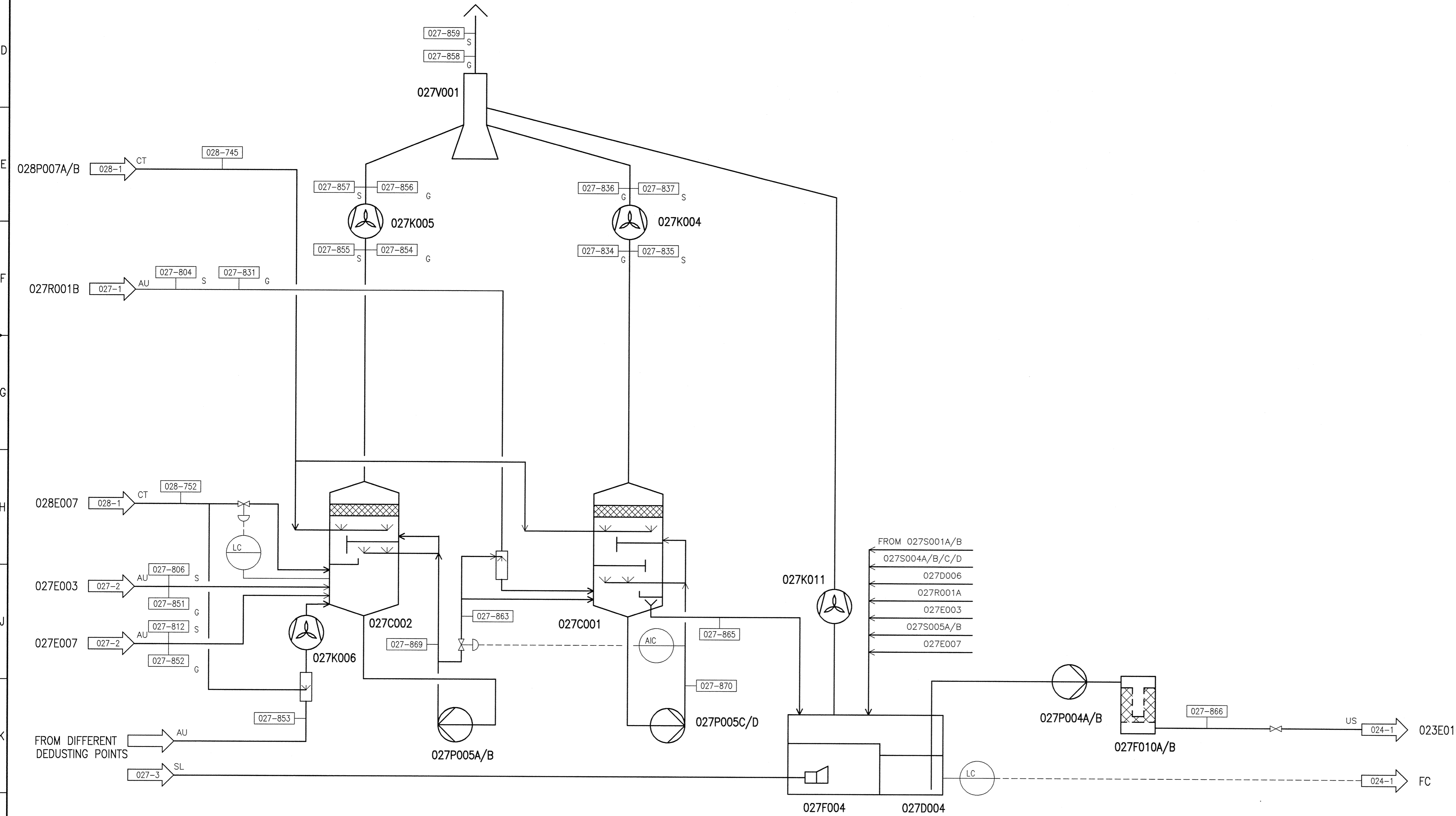
Uhde
All rights reserved
© 2007 Uhde GmbH

Rev.	Date	Name	Date	Name	Date	Name	Description	Acc. Code	Scale	Cat. Code	Acc. Code	Status
04	20.05.09	SMG	NOE	20.05.09	PBN	NOE	REVISED AS MARKED					
03	14.11.08	KNK	NOE	14.11.08	PBN	NOE	RELEASED FOR CONSTRUCTION					
02	30.06.08	KNK	NOE	30.06.08	PBN	NOE	REVISED WITH VENDOR DETAILS					
01	26.12.07	DPT	NOE	26.12.07	PBN	NOE	AFTER HAZOP/FREEZE-IN					

ITEM	022C001	022E003	022E006	022F001
DESCRIPTION	LP Absorber	HP Scrubber	LP Absorber Feed Cooler	HP Ejector

GENERAL NOTE 202

Stream no.	027-804	027-806	027-812	027-831	027-834	027-835	027-836	027-837	027-851	027-852	027-853	027-854	027-855	027-856	027-857	027-858	027-859	027-863	027-865	027-866	027-869	027-870	028-745	028-752			
Stream designation	DUST	DUST	DUST	EXHAUST AIR	EXHAUST AIR	EXHAUST DUST	EXHAUST AIR	EXHAUST DUST	EXHAUST AIR	EXHAUST AIR	DEDUSTING AIR	EXHAUST AIR	EXHAUST DUST	EXHAUST AIR	EXHAUST DUST	EXHAUST AIR	EXHAUST DUST	UREA SOLUTION	SCRUBBING SOL.	RECYC. SOL	UREA SOLUTION	SCRUBBING SOL.	PURIFIED PROC.	PURIFIED PROC.			
Component																											
UREA	60.06	Mass %																5.86	44.46	44.46	5.86	44.46					
UREA+BIURET	60.06	Mass %	99.34	99.44	99.94		100.00						100.00														
BIURET	103.08	Mass %																									
AMMONIA	17.03	Mass %	50 ppm	50 ppm	50 ppm	0.01	0.01											0.05	0.34	0.34	0.05	0.34					
H2O	18.02	Mass %	0.20	0.14	0.01	4.13	6.43				2.93	0.60						3.81									
DRY AIR	28.96	Mass %				95.86	93.56				97.07	99.40											100.00	100.00			
FORMALDEHYDE	32.03	Mass %	0.46	0.42	0.04																						
Molar flow	kmol/h		84.5	12.1	12.0	21224.5	22041.3	0.2	22041.3	0.2	14923.3	5560.0		726.9	21730.8	0.2	21730.8	0.2	43772.1	0.5	1274.6	543.3	543.3	24571.8	19084.6	1039.5	755.9
Mass flow	kg/h		5032.25	719.01	719.00	599619.00	614333.75	14.00	614333.75	14.00	424663.00	160452.00		20655.00	615150.50	15.00	615150.50	15.00	1229484.25	29.00	23956.00	14286.00	14286.00	461840.00	501860.00	18726.12	13617.98
Volume flow	m3/h		6.71	0.96	0.96	651759.78	590612.50	0.02	568737.96	0.02	412294.17	143260.71		18608.11	554165.77	0.02	564333.95	0.02	1127854.13	0.04	23.86	13.09	13.09	460.00	460.00	18.90	14.15
Molar weight	kg/kmol					28.33	27.93		27.93		28.52	28.86		28.48	28.48		28.33		28.14		18.79	26.29	26.29	18.79	26.29	18.00	18.00
Operating temperature	°C		107.0	68.0	41.0	107.0	46.0	46.0	50.0	50.0	68.0	41.0	36.0	36.0	38.0	38.0	44.0	44.0	36.0	46.0	46.0	46.0	46.0	45.0	95.1		
Operating pressure	bar a		1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	2.5	1.0	4.6	4.0	4.0	3.9	3.9		
Total density	kg/m3		750.00	750.00	750.00	0.92	1.04	750.00	1.08	750.00	1.03	1.12	1.11	1.11	750.00	1.09	750.00	1.09	750.00	1004.00	1091.00	1091.00	1004.00	1091.00	990.80	962.10	



LEGEND :
 STREAM NO.
 HEAT DUTY MW
 NC NORMALLY CLOSED

027C001	GRANULATOR SCRUBBER	027F011	AIR DRYER	027P004A/B	UREA SOL. RECYCLE PUMP
027C002	COOLER SCRUBBER	027K004	GRAN. SCRUBBER EXHAUST FAN	027P005A-D	CIRCULATION SCRUBBER PUMP
027D004	RECYCLE TANK	027K005	COOLER SCRUBBER EXHAUST FAN	027V001	GRANULATION STACK
027F010A/B	RECYCLE FILTER	027K006	DEDUSTING FAN		
027F004	STEAM EJECTOR (FOR RECYCLE TANK)	027K011	FUMES EXTRACTION FAN		

UAN	11-3100	Document ID	SO-UD-D803.00222	Part	000	Group		Rev.	02	
Store Location:	Server/Share		Document-ID-BAR-Code							
Store Location:	Folder		Doc-ID:SO-UD-D803.00222							
Store Name	SOPFD027-4.dwg		Model		11-3100-10756225 P00R02					
Pro. Unit	027	Con. Unit	TON	Type of Document	Order No.	Tot. Sheets				
		SORFERT Fertiliser Complex								
Drawn: 11.12.08 Hu Prepared: 09.08.07 AL Checked: 19.07.07 GA Approved: 19.07.07 Tb		Date: 20.11.07 Name: [Signature] Checked:		Date: 21.11.07 Name: [Signature] Approved:		Description: MANUFACTURER INFORMATION INCL. AFTER HAZOP				
Rev.	Date	Name	Date	Name	Description	Acc. Code	Scale	Cat. Code	Acc. Code	Status

02	11.12.08	Hu	GA	20.11.07	Le	20.11.07	Te	21.11.07	Te	MANUFACTURER INFORMATION INCL. AFTER HAZOP				
01	05.11.07	Sto	GA	20.11.07	Le	20.11.07	Te	21.11.07	Te					

Liste des abréviations et symboles

Ppm : Partie par million

HP : Haute pression

T : Tank ; bac, P : Pompe

D : Ballon

U : Unité

E : Evaporateur

F : Filtre ; Ejecteur

FV: Vanne

BG: Bar gauge / pression atmosphérique / bar g= 1bar

PFD : Diagramme des débits procès

DSC : Système de contrôle distribué

NPSH : Net position section head (La hauteur requise par la pompe).

BP : Basse pression

MP : Moyenne pression

LPCC : La condensation de carbamate a basse pression

KPa : kilos pascal

Um : Micro metre

R : Reacteur

K : Refroidisseur

MmHg : Millimetre hauteur mercure



Glossaire

Isotherme :

Un ensemble de compositions et de pressions apparaissant dans des conditions de température constante. La plupart du temps, ce terme est qualifié ; ainsi, le nombre de degrés de liberté est davantage restreint, par exemple :

Isotherme liquide :

Une isotherme représentant la composition d'un liquide au point de bulle. Une restriction supplémentaire peut être apportée en spécifiant une pression.

Isobar :

Un ensemble de compositions et de températures apparaissant dans des conditions de pression constante. La plupart du temps, ce terme est qualifié ; ainsi, le nombre de degrés de liberté est davantage restreint.

Isobar liquide :

Un isobar représentant la composition d'un liquide au point de bulle. Une restriction supplémentaire peut être apportée en spécifiant une température.

Ligne de crête supérieure :

Un isobar dans le diagramme des phases représentant les points de bulle maximaux ou les points de rosée maximaux (« points azéotropes »).

Pression du système :

La somme des pressions partielles des composants (ammoniac, dioxyde de carbone, eau et urée) contenus dans un mélange.

Pression de synthèse :

La somme de la pression du système et des pressions partielles de toutes les autres substances contenues dans un mélange.

Système unaire :

Un système formé d'un composant unique.

Système binaire :

Un système formé de deux composants.

Rapport molaire :

Le rapport entre le nombre de moles d'ammoniac et le nombre de moles de dioxyde de carbone à un emplacement donné.

Rapport N/C :

Le rapport entre le nombre de moles d'azote et le nombre de moles de carbone dans le système de réaction à un emplacement donné (symbole : m).



Efficacité du dioxyde de carbone (sortie du réacteur) :

Le rapport entre le nombre de moles de dioxyde de carbone qui ont contribué à la conversion en urée et le nombre total de moles de carbone dans le système de réaction, à la sortie du réacteur (symbole : η).

Efficacité du décomposeur (sortie du décomposeur) :

Le rapport entre le nombre de moles d'ammoniac qui ont contribué à la conversion en urée et le nombre total de moles d'azote dans le système de réaction, à la sortie du décomposeur (symbole : α).

Rapport eau / urée :

Le rapport entre le nombre de moles d'eau et le nombre de moles d'urée à un emplacement donné (symbole : h/u).



Liste des figures

Figure I- 1 : Vue aérienne du complexe Sorfert.....	03
Figure I- 2 : Plan générale du complexe de Sorfert	08
Figure I- 3 : Vue du haut de la zone des utilités.....	09
Figure II- 1 : Le taux de conversion en fonction de température	14
Figure II- 2 : Le taux de conversion en fonction de pression pour le rendement d'urée..	15
Figure II- 3 : Schéma du procédé non recyclable	15
Figure II- 4 : Schéma du procédé partialement recyclable.....	16
Figure II- 5 : Procédé du stamicarbon.....	17
Figure II- 6 : Procédé du sname progetti.....	18
Figure II- 7 : Procédé du Mitsui-Toatsu-Toyo(ACES).	19
Figure II- 8 : Procédé du Montedison/Technimont (IDR).....	20
Figure III-1 : Diagramme bloc du procédé de production d'ammoniac	23
Figure III-2 : Diagramme de principe du procédé de production de l'ammoniac	24
Figure IV-1: Le diagramme bloc du procédé de synthèse de l'urée par stripping CO2.....	31
Figure IV- 2 : Schéma principale des étapes du procédé de fabrication d'urée.....	32
Figure IV- 3 : Le Compression du CO2.....	33
Figure IV- 4 : La boucle de synthèse d'urée (stamicarbon).....	34
Figure IV-5 : Le condenseur de synthèse.....	37
Figure IV- 6 : Equilibre en trois phases du système urée-eau.....	42
Figure IV-7 : Le granulateur.....	47
Figure IV.8 : Gicleur.....	48
Figure IV .9 : Bec granulateur à lit fluidisée.....	48
Figure IV.10 :Les différents dimentionos de l'urée.....	50
Figure IV.11 : Le tapis vibrant transportateur.....	50
Figure IV.12 : Stockage dans l'hangar.....	51
Figure IV .13 : Chargement camion.....	51
Figure IV .14 : Hangar de stockage de l'urée.....	52
Figure IV.15 : Système de lavage de section de granulation.....	52
Figure IV .16 Le changement de la consommation et la production de l'urée dans le monde.....	54
Figure V- 1:Étage d'équilibre théorique dans le décomposeur HP.....	57
Figure V- 2 : Décomposition de la solution de synthèse d'urée avec le CO2.....	58
Figure V-3 : Le décomposeur de synthèse.....	61
Figure V- 4 : Une coupe intérieure dans le décomposeur de synthèse.....	62
Figure VI-1 : Le laveur de synthèse.....	77

Liste des figures

Figure VI-2 L'installation du réacteur à l'hydrogène dans le 2 ^{ème} étage du compresseur.....	80
Figure VI-3 : Le réacteur catalytique de déshydrogénation au platine.....	81
Figure VI-4 : Catalyseur avec une surface poreux.....	82
Figure VI-5 : Catalyseur avec une surface lisse.....	82
Figure VI-6 : L'absorbeur à basse pression.....	83
Figure VI-7 : Limites d'explosion pour H ₂ et NH ₃	86
Figure VI-8: Limites d'explosion pour H ₂ , O ₂ /N ₂ =12/88.....	86
Figure VI-9 : Limites d'explosion du mélange de NH ₃ -H ₂ -N ₂ dans l'air.....	86
Figure VI-10 : Limites d'explosion du mélange de NH ₃ -H ₂ -N ₂ dans l'air en présence du réacteur De Déshydrogénation	88
Figure VI-11 : Limites d'explosion du mélange de NH ₃ -H ₂ -N ₂ dans l'air en absence du réacteur de Déshydrogénation.....	90
Figure VI-12 : Limites d'explosion du mélange de NH ₃ -H ₂ -N ₂ dans l'air en absence du Réacteur de Déshydrogénation	92
Figure VIII-1 : Les statistiques Financial des prix d'urée.....	102
Figure VIII-2 : Développement de prix d'urée à la marche internationale.....	103
VIII-2-La croissance de prix d'urée dans le monde.....	103

Liste des tableaux

Tableau II-1 Les propriétés de l'urée.....	12
Tableau II-2 : La comparaison entre les principales technologies d'urée.....	21
Tableau V-1 : Les chaleurs spécifiques des gaz.....	66
Tableau V-2 : La chaleur spécifique de l'urée.....	66
Tableau V-3 : La chaleur spécifique du biuret.....	66
Tableau V-4 : La chaleur spécifique de l'eau.....	66
Tableau V-5 : Les chaleurs latentes.....	67
Tableau V-6 : Le courant de l'urée solution entrée.....	67
Tableau V-7 : Le courant de CO2 entrée.....	68
Tableau V-8 : Le courant de carbamate gaz sortie.....	68
Tableau V-9 : Le courant de l'urée solution sortie.....	69
Tableau V-10 : Comparaison entre le flux de l'urée et de biuret entrant et sortant.....	70
Tableau V-11 : Le courant de l'urée solution entrée.....	72
Tableau V-12 : Le courant de CO2 entrée.....	72
Tableau V-13 : Le courant de carbamate gaz sortie.....	73
Tableau V-14 : Le courant de la solution de l'urée sortie.....	73
Tableau V-15 : La comparaison entre le flux de l'urée et de biuret entrée et sortie.....	74
Tableau VI-1 : La composition du courant gazeux entrant le laveur HP.....	87
Tableau VI-2 : La composition du courant gazeux entrant le laveur HP.....	88
Tableau VI-3 : La composition du flux gazeux entrant le laveur HP.....	90
Tableau VII-1:Tableau HAZOP de compresseur 020.....	99
Tableau VII-2 : Tableau HAZOP du décomposeur O22EOO1.....	100
Tableau VII-3 : Tableau HAZOP du laveur 022E003.....	101

Références bibliographiques

- [1] Manuel opératoire de production d'urée doc.so-ud-m804.00003 engineering Uhde.
- [2] Manuel opératoire de system air comprimé doc.so-ud-m800.00025 engineering Uhde.
- [3] Manuel opératoire de system de vapeur doc.so-ud-m800.00024 engineering uhde.
- [4] Manuel opératoire du procédé d'ammoniaque doc.so-ud-m800.00013 engineering Uhde
- [5] Manuel opératoire unité de déminéralisation doc.so.ud.m800.00030 engineering Uhde
- [6] Manufacture of urea bachelor of technology in chemical engineering by kumar bhaskar & pratap chandra das
- [7] Manuel d'utilisation de système d'extinction d'incendie doc.so-ud-m800.00033 engineering Uhde
- [8] Manuel opératoire de système de douche de sécurité doc.so-ud-m804.00009 engineering Uhde, dessalement eau de mer, technique d'ingénieur doc j 2700-11
- [9] T S.A.technique d'ingénieur urée par jean-paul mazaud chef du service procédés sofresid.
- [10] Urea and urea solution (storage,handning and dilution)terra .
- [11] Urea6 (urea plant).
- [12] Bertin technologies ref:05187-100de001-c.
- [13] Evolve™ urea reactor-stamicarbon www.stamicarbon.com.
- [14] Launch melt tm pool reactor design-stamicarbon www.stamicarbon.com
- [15] Perry r h. chemical engineers handbook,6th-edition. new york: mcgraw hill book co,1984:tableau [2-194 ,page 203,204,206].
- [16] How to know urea www.ureaknowhow.com
- [17] Engineering toolbox www.engineeringtoolbox.com
- [18] Indian journal of fertilizers vol 2 (9), december 2006, pp 41-44(4 pages).
- [19] Catalysts for hydrogen removal: kinetic paradox and functioning at high concentration of hydrogen
- [20] How green is the stamicarbon urea process par tiadhafri stamicarbon b.v.netherlands www.scribd.com
- [21] Urea project report prepared by:mukesh m.chauhan be-ivchemical m.s university baroda www.scribd.com



Résumé

L'étude effectuée au niveau de 2 équipements de la section de synthèse ; le décomposeur et le laveur.

Le décomposeur ou le stripper sert à la décomposition du carbamate non réagit en NH₃ et CO₂ mais, au cours de leur fonctionnement il y a une contamination du courant du CO₂ par des traces d'hydrogène ce qui va créer un risque d'explosion au niveau du laveur.

Le laveur ou le scrubber sert à récupérer les gaz non réagit par une absorption partielle avec une solution de carbamate ce qui va créer un risque d'explosion, ce dernier est éliminé par mais :

- Les barrières de sécurité au niveau de l'équipement.
- La présence du réacteur de déshydrogénation au niveau du compresseur 020K002.

Sorfert est l'un du nouveau complexe fertilisant le plus optimisé et de la plus grande production (méga train avec une production de 3450T/jr) par rapport aux autres complexes fertilisants en vue du côté de la production, de la sécurité, et de l'environnement.